

**FACULTAD DE CIENCIAS****GRADO EN INGENIERÍA QUÍMICA****TRABAJO FIN DE GRADO****Diseño de una planta para la producción de biofertilizante a  
partir de *Arthrospira platensis* cultivada  
en agua residual urbana****AUTOR:  
D. MANUEL DOMÍNGUEZ GÓMEZ****JULIO, 2017**

**FACULTAD DE CIENCIAS****GRADO EN INGENIERÍA QUÍMICA****TRABAJO FIN DE GRADO****Diseño de una planta para la producción de biofertilizante a  
partir de *Arthrospira platensis* cultivada  
en agua residual urbana****AUTOR:****D. MANUEL DOMÍNGUEZ GÓMEZ****TUTOR:****D. JOSÉ ANTONIO PERALES VARGAS-MACHUCA****DEPARTAMENTO DE TECNOLOGÍAS DEL MEDIO AMBIENTE**

## FORMULARIO 2. PROPUESTA DE TRABAJO FIN DE GRADO REALIZADA POR EL ALUMNO

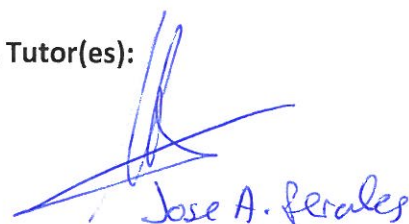
<b>CURSO ACADÉMICO:</b>	2016-2017
<b>GRADO EN :</b>	INGENIERÍA QUÍMICA
<b>NOMBRE Y APELLIDOS DEL ALUMNO:</b>	MANUEL DOMÍNGUEZ GÓMEZ
<b>TUTOR (es):</b>	JOSÉ ANTONIO PERALES VARGAS-MACHUCA
<b>DEPARTAMENTO:</b>	Tecnologías del Medio Ambiente
<b>TÍTULO DEL TFG:</b>	Diseño de una planta para la producción de biofertilizante a partir de <i>Arthrospira platensis</i> cultivada en agua residual urbana.
<b>CARÁCTER:</b>	PROYECTO DE INGENIERÍA QUÍMICA

<b>BREVE DESCRIPCIÓN *</b>
<p>El objetivo de este proyecto es dimensionar las unidades necesarias tanto para la producción de la biomasa microalgal utilizando como medio de cultivo aguas residuales urbanas, como el proceso de obtención de un biofertilizante a partir de la fracción proteica de esta biomasa. Las dimensiones de la planta vendrán determinadas por el caudal de agua residual y la concentración de nutrientes de la EDAR de Medina Sidonia, lugar donde se emplazaría la planta. Se diseñará un fotobiorreactor tipo HRAP acorde a las condiciones de irradiancia solar de la zona y la cinética de crecimiento de la cianobacteria, un reactor enzimático para la hidrólisis de proteínas y un equipo de separación sólido/líquido, así como todo el equipamiento auxiliar preciso.</p> <p>Se estudiará la posibilidad de reutilizar el agua del medio de cultivo, ya que como beneficio secundario se retira nitrógeno, fósforo y metales pesados del medio, atendiendo a las restricciones del <i>Real Decreto</i> 1620/2007 y así aumentar los ingresos globales.</p> <p>Se realizará un análisis para determinar la viabilidad económica de la propuesta, y en caso de que no lo fuese, identificar los principales cuellos de botella.</p> <p>El alcance del proyecto abarca el diseño y dimensionamiento de las unidades necesarias para satisfacer el objetivo marcado, desde que el agua residual entra en la planta hasta que el fertilizante queda embotellado y el agua regenerada sale de la planta.</p>

Lugar y fecha:

Puerto Real 24 de octubre 2016

Vº.Bº. Tutor(es):



Jose A. Perales

"En el caso del Grado en Ingeniería Química el carácter debe indicar obligatoriamente PROYECTO DE INGENIERÍA QUÍMICA, y la Descripción debe incluir: Objetivos y alcance del TFG, características principales de las(s) unidad(es) a diseñar. Capacidad, referencia expresa a normativa marco y/o reglamento aplicable, etc.

Nota: cumplimentese la información solicitada y reenvíe a través del Campus Virtual de la asignatura TFG, por correo electrónico al profesor/a Coordinador de la asignatura o personalmente. La propuesta deberá ir firmada por un profesor que imparta docencia en la titulación y que ejercerá como tutor del trabajo.

## ÍNDICE GENERAL

### DOCUMENTO I: MEMORIA

1. RESUMEN
2. ABSTRACT
3. OBJETO Y JUSTIFICACIÓN
4. ALCANCE
5. ANTECEDENTES
6. NORMAS Y REFERENCIAS
7. DEFINICIONES Y ABREVIATURAS
8. REQUISITOS DE DISEÑO
9. RESULTADOS FINALES
10. PLANIFICACIÓN

### DOCUMENTO II: ANEXOS

- ANEXO 1: DATOS DE PARTIDA
- ANEXO 2: FOTOBIORREACTOR
- ANEXO 3: ECUALIZADOR DE FLUJO
- ANEXO 4: COSECHADO DE BIOMASA
- ANEXO 5: NEUTRALIZADOR DE PH
- ANEXO 6: HIDRÓLISIS ENZIMÁTICA
- ANEXO 7: DEPÓSITOS
- ANEXO 8: PUESTA EN MARCHA
- ANEXO 9: ESTUDIO HIDRAÚLICO
- ANEXO 10: SISTEMA DE CONTROL
- ANEXO 11: DISTRIBUCIÓN
- ANEXO 12: BIBLIOGRAFÍA

### DOCUMENTO III: PLANOS

- PLANO 1: DISTRIBUCIÓN DE LOS EQUIPOS EN LA PLANTA
- PLANO 2: DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO
- PLANO 3: DIAGRAMA BÁSICO DE INSTRUMENTACIÓN Y CONTROL



PLANO 4: DIMENSIONES DE LA RUEDA DE PALETAS

PLANO 5: DIMENSIONES DE UN FOTOBIORREACTOR HRAP

#### **DOCUMENTO IV: PLIEGO DE CONDICIONES**

1. CONDICIONES GENERALES
2. CONDICIONES GENERALES FACULTATIVAS
3. CONDICIONES GENERALES ECONÓMICAS
4. CONDICIONES LEGALES
5. CONDICIONES TÉCNICAS PARTICULARES

#### **DOCUMENTO V: MEDICIONES**

1. INTRODUCCIÓN
2. HRAP
3. ECUALIZADOR DE FLUJO
4. MICROTAMIZ DE DISCOS
5. REACTOR DE NEUTRALIZACIÓN DE PH
6. BIORREACTOR ENZIMÁTICO DE HIDRÓLISIS
7. INTERCAMBIADOR DE CALOR
8. DEPÓSITOS
9. FOTOBIORREACTORES DE INÓCULO
10. POZO DE BOMBEO
11. TUBERÍAS Y ACCESORIOS
12. EQUIPOS DE CONTROL

#### **DOCUMENTO VI: PRESUPUESTO**

1. INTRODUCCIÓN
2. PRESUPUESTO DE EJECUCIÓN MATERIAL
3. PRESUPUESTO DE EJECUCIÓN POR CONTRATA
4. PRESUPUESTO DE EJECUCIÓN GENERAL
5. VIABILIDAD DEL PROYECTO

## **DOCUMENTO VII: ESTUDIO BÁSICO DE SEGURIDAD Y SALUD**

1. INTRODUCCIÓN
2. OBJETO DEL E.S.S.
3. DESCRIPCIÓN DEL EMPLAZAMIENTO Y FASE DE LA OBRA
4. INSTALACIONES PROVISIONALES Y ASISTENCIA SANITARIA
5. MAQUINARIA DE OBRA
6. MEDIOS AUXILIARES
7. RIESGOS LABORALES COMPLETAMENTE EVITABLES
8. RIESGOS LABORALES NO ELIMINABLES COMPLETAMENTE
9. RIESGOS LABORALES ESPECIALES
10. PREVISIONES PARA TRABAJOS FUTUROS
11. NORMATIVA DE SEGURIDAD Y SALUD APLICABLE A LA OBRA

## **DOCUMENTO VIII: ESTUDIO PRELIMINAR DEL IMPACTO AMBIENTAL**

1. INTRODUCCIÓN
2. OBJETIVOS
3. LEGISLACIÓN APLICABLE
4. RUIDOS, OLORES E IMPACTO VISUAL
5. REUTILIZACIÓN DEL AGUA

# **DOCUMENTO I:**

# **MEMORIA**

## ÍNDICE – MEMORIA

<b>1</b>	<b>RESUMEN.....</b>	<b>4</b>
<b>2</b>	<b>ABSTRACT .....</b>	<b>5</b>
<b>3</b>	<b>OBJETO Y JUSTIFICACIÓN .....</b>	<b>6</b>
<b>4</b>	<b>ALCANCE .....</b>	<b>7</b>
<b>5</b>	<b>ANTECEDENTES .....</b>	<b>8</b>
5.1	BIOFERTILIZANTES .....	8
5.2	MICROALGAS.....	9
5.3	CULTIVOS DE MICROALGAS.....	10
5.4	DEPURACIÓN DE AGUAS RESIDUALES A PARTIR DE MICROALGAS .....	12
5.5	DEPURADORA DE MEDINA SIDONIA .....	12
<b>6</b>	<b>NORMAS Y REFERENCIAS.....</b>	<b>14</b>
6.1	DISPOSICIONES LEGALES.....	14
6.2	NORMATIVA APLICADA .....	14
<b>7</b>	<b>DEFINICIONES Y ABREVIATURAS .....</b>	<b>15</b>
<b>8</b>	<b>REQUISITOS DE DISEÑO .....</b>	<b>16</b>
<b>9</b>	<b>RESULTADOS FINALES.....</b>	<b>17</b>
9.1	DESCRIPCIÓN GLOBAL DE LA PLANTA .....	17
9.2	PRODUCTOS .....	18
9.3	DISEÑO DEL CONJUNTO DE FOTOBIOREACTORES .....	18
9.4	COSECHADO DE BIOMASA.....	23
9.5	BIOREACTOR ENZIMÁTICO DE PROTEÍNAS .....	25
9.6	ECUALIZADOR DE FLUJO .....	32
9.7	NEUTRALIZADOR DE pH .....	33
9.8	DEPÓSITOS .....	37
9.9	FOTOBIOREACTORES DE INÓCULO .....	38
9.10	SISTEMA DE TUBERÍAS, ACCESORIOS Y BOMBAS.....	41
9.11	SISTEMA DE CONTROL.....	45
9.12	DISTRIBUCIÓN DE LA PLANTA .....	48

9.13	VIABILIDAD ECONÓMICA .....	49
<b>10</b>	<b>PLANIFICACIÓN .....</b>	<b>50</b>

## 1 RESUMEN

El crecimiento de la población, el desarrollo económico, tecnológico y social están afectando negativamente a la calidad y disponibilidad de los recursos naturales, entre ellos el agua. Son necesarias tecnologías que permitan la recuperación de las aguas contaminadas tras su tratamiento, mediante técnicas basadas en la sostenibilidad medioambiental y económica. Una opción para regenerar el agua es el uso de cultivos de microalgas.

El uso de microalgas para depurar aguas residuales es un método que se lleva promoviendo desde principios de 1960 por Oswald [14]. Desde entonces se han ido haciendo avances en los estudios de las propiedades fitorremediadoras de estos microorganismos. Como tratamiento terciario retira el nitrógeno, fósforo y gran porcentaje de los metales pesados del agua, incorporándolos a su biomasa. Eliminados estos nutrientes se evitan fenómenos indeseados como la eutrofización o la acumulación de metales pesados en el medio en el que se vierte el agua.

La implantación de este tipo de sistemas presenta multitud de ventajas tanto económicas como medioambientales. Para empezar, este tratamiento no genera residuos de algún tipo, sino que subproductos, ya que la biomasa puede tener multitud de aplicaciones industriales. También permite la reutilización de las aguas regeneradas para otras actividades que se desarrollen en la zona. Todo ello empleando un menor consumo energético que los tratamientos terciarios convencionales. Además, gracias a la reacción de fotosíntesis, se produce una biofijación del CO<sub>2</sub>, compensando las emisiones que produce la obtención de la energía que precisan los equipos de la planta para llevar a cabo el proceso y, de ese modo, se reduce el impacto sobre el efecto invernadero.

En este proyecto se pretende, como principal objetivo del proceso, obtener la mayor cantidad posible de biomasa para, finalmente, procesarla y obtener biofertilizante en base de aminoácidos libres.

Finalmente, el objetivo que persigue este TFG es el de describir y dimensionar las unidades necesarias para, a partir de aguas depuradas en la EDAR de Medina Sidonia, obtener una corriente de disolución rica en aminoácidos que será comercializada como biofertilizante y una corriente de agua regenerada que cumpla los requisitos del RD 1620/2017.

El núcleo de la planta es el sistema de fotobiorreactores del tipo HRAP y en base a los resultados del diseño de éstos se han dimensionado el resto de unidades auxiliares: un reactor de neutralización de pH, una unidad de separación líquido-sólido, un ecualizador de flujo y un pozo de bombeo. También se definido y dimensionado un biorreactor enzimático para la hidrólisis de proteínas y su sistema calefactor.

Además de planos, pliego de condiciones, un estudio básico de seguridad y salud y una evaluación del impacto ambiental, se ha hecho un estudio económico simple en el que además de presupuestar el proyecto se ha estudiado la viabilidad económica.



## 2 ABSTRACT

Population growth and economic, technological, and social development are adversely affecting the quality and availability of natural resources, mainly water. It has become necessary for technologies to focus on the reuse of wastewater after their treatment, via techniques based in economic and environmental sustainability. The cultivation of microalgae is a good option for regenerating water.

The use of microalgae in wastewater treatment has been promoted since 1960 by Oswald [14]. Since then, development in the studies of the phytoremediating properties of microalgae has grown. As a tertiary treatment, they remove nitrogen, phosphorus and an important amount of heavy metals from wastewater, incorporating them to their own biomass. By removing these nutrients from the water, undesired phenomena are avoided, such as the eutrophication or the accumulation of heavy metals in the environment in which the water is poured.

The implementation of this kind of system has a multitude of benefits from economic to environmental. First of all, this process does not generate any kind of waste, but by-products, since the biomass can be used in a lot of industrial applications. Also, after the process, the quality of the water allows it to be reused in other local activities. The process makes, in total, a smaller energetic consumption than the conventional tertiary treatments. It also generates a bio-fixation of CO<sub>2</sub>, thanks to the photosynthesis, mitigating the emissions produced during the generation of the energy necessary for the devices of the plant to carry out the process and, in that way, reducing the impact upon the greenhouse effect.

This project is aim to obtain the biggest amount of biomass possible in order to, finally, process it and obtain a biofertilizer based on free amino acids.

Finally, the objective of this academic project is to describe and size the units needed to obtain a stream of a solution with a high concentration of amino acids intended to be commercialized as biofertilizer, and a stream of regenerated water that satisfies the requirements of the RD 1620/2017, from wastewater treated in the wastewater plant of Medina Sidonia.

The core of the plant is the HRAP photobioreactors system and the rest of units have been sized from the results of its design. Among the rest of the units there is a pH neutralizer reactor, a liquid-solid separator, a flow equalizer, and a pumping well. An enzymatic bioreactor for the protein hydrolysis and its heating system has also been defined and sized.

Plans, a scope statement document, a basic health and safety study, and an environmental impact assessment have been done for this academic project along with a simple economical assessment in which an economic viability study has been completed as well as the budget estimation.

### 3 OBJETO Y JUSTIFICACIÓN

El objetivo del presente proyecto es el de la descripción y diseño de un conjunto de biorreactores abiertos del tipo HRAP, con el que se cultivará la microalga *Arthrospira platensis* a partir de un medio de aguas residuales proveniente del efluente de la EDAR de la localidad de Medina Sidonia. La biomasa de esta microalga tiene un alto contenido en proteínas, conscientes de ello también se ha dimensionado un biorreactor para llevar a cabo una hidrólisis enzimática de proteínas para obtener una disolución de aminoácidos comercializable como biofertilizante.

Además de esto, se procederá a la descripción y dimensionamiento del resto de unidades complementarias para llevar a cabo el proceso de forma efectiva:

- Equipo de separación líquido-sólido.
- Reactor de neutralización de pH.
- Ecualizador de flujo.
- Pozo de bombeo.
- Tuberías, depósitos y el resto de unidades y equipos auxiliares.

También entra dentro de los objetivos del proyecto el estudio de la viabilidad económica del proyecto y la valoración de la reutilización del agua tras el proceso conforme a los requisitos establecidos en el Real Decreto 1620/2007, de 7 de diciembre, por el que se establece el régimen jurídico de la reutilización de las aguas depuradas.

## 4 ALCANCE

El alcance del presente TFG engloba el diseño y dimensionamiento de las unidades necesarias para satisfacer los objetivos establecidos.

La proyección del trabajo partirá de la consideración del caudal de agua que tratará la EDAR de Medina pasados 20 años del año en que se elaboró el proyecto.

Se diseña el sistema persiguiendo la máxima producción de biomasa posible y no la obtención de la mejor calidad de agua para reutilizar, dejando claro con esto que lo que persigue este TFG es diseñar un sistema para obtener biomasa a partir de un medio con aguas residuales y no diseñar un sistema para obtener la mejor calidad de agua para reutilizar a partir de microalgas. Aunque parezca prácticamente lo mismo a la hora del diseño de los fotobiorreactores en el primer caso se buscarán las condiciones que favorezcan la cinética de las reacciones independientemente de cuanto nitrógeno y fósforo se elimine del medio. Mientras que, por otro lado, en el segundo caso se busca la máxima eliminación de nitrógeno, fósforo y metales pesados del medio sin importar cuanta biomasa se genera.

Quedan fuera del alcance del sistema el punto de reutilización del agua regenerada, la selección y diseño de la membrana del biorreactor de hidrólisis, los detalles de diseño referentes al sistema de intercambio de calor y el diseño de la instalación eléctrica en la planta.

## 5 ANTECEDENTES

### 5.1 BIOFERTILIZANTES

El producto objetivo del proceso que se ha diseñado en este TFG es un biofertilizante líquido con alta concentración de aminoácidos libres.

Los biofertilizantes en base de aminoácidos constituyen una importante fuente de nutrientes indispensables para el desarrollo de las plantas, y facilitan la asimilación de éstos en los vegetales. Las plantas sintetizan los aminoácidos a través de reacciones enzimáticas por medio de procesos de aminación (sintetiza aminoácidos a partir de sales de amonio) y transaminación (proceso de sintetización de aminoácidos a partir de otros aminoácidos preexistentes). La presencia de aminoácidos que constituyen las proteínas de la planta supone un menor gasto energético para la planta.

Los biofertilizantes basados en aminoácidos de *Spirulina* son especialmente recomendables porque aunque poseen una concentración mucho menor de nitrógeno, fósforo y potasio que los fertilizantes químicos, éstos poseen micronutrientes y biocatalizadores que favorecen el crecimiento de las plantas a los mismos niveles [36].

Algunos beneficios de su uso sobre cultivos han demostrado ser:

- Favorecer la germinación de semillas.
- Formación de plantas sanas y equilibradas.
- Potencia el rendimiento del cultivo.
- Atenúa los efectos del estrés por factores climáticos o sequías.
- Mejora la calidad del polen y aumenta la formación de flores
- Facilita la regeneración de tejidos dañados
- Frutos con maduración homogénea.

Un biofertilizante contribuiría a aliviar el efecto de la sequía a través de mecanismos osmóticos.

La aplicación de los biofertilizantes basados en aminoácidos puede ser por vía foliar o radicular, siendo más común la segunda vía. Los aminoácidos no aprovechados por la planta son incorporados al suelo y degradados mediante procesos de aminación, nitración o amonización, originando nuevos productos beneficiosos para los microorganismos del suelo y la planta en sí.

Frente a los fertilizantes químicos, que provienen de yacimientos mineros, tienen la ventaja de ser renovables y no contaminan, ya que los fertilizantes químicos pueden llegar a acumular nutrientes en el suelo o, al ser muy solubles, pueden contaminar fuentes de aguas naturales y subterráneas mediante fenómenos de erosión o lixiviación.

## 5.2 MICROALGAS

Bajo el término de microalga se incluyen aquellos microorganismos unicelulares capaces de llevar a cabo la fotosíntesis. En esta categoría quedan agrupadas tanto las cianobacterias, algas verdeazuladas, como las algas eucariotas.

La mayoría son organismos fotoautótrofos, pero, según la especie, pueden crecer de forma fotoheterótrofa, mixotrófica o heterótrofa, también.

La composición (contenido en lípidos, carbohidratos y proteínas) de éstas es variable según la especie y puede ser fácilmente manipulada durante el proceso de cultivo, dentro de unos límites, por ejemplo, se le puede aumentar el contenido lipídico de la célula en un medio limitado por nitrógeno.

El tamaño de las células eucariotas varía entre 0,5-30  $\mu\text{m}$ , mientras que las cianobacterias pueden llegar a medir hasta 200  $\mu\text{m}$ .

Las microalgas son organismos con una alta tasa de crecimiento (100 veces más rápido que los árboles) y pueden crecer en distintos ambientes tanto de pH como temperatura. Además, pueden fijar el  $\text{CO}_2$  con una eficiencia entre 10 y 50 veces mejor que las plantas terrestres.

Son microorganismos muy versátiles pudiendo ser cultivadas en medios de aguas residuales o medios marinos sin necesidad de añadir ningún suplemento nutricional.

Su alto contenido en proteínas, vitaminas, lípidos y oligoelementos las hacen un suplemento alimenticio ideal tanto para la nutrición humana como animal, en piensos o acuicultura. Otros usos son: como materia prima de productos farmacéuticos o cosméticos, depuración de aguas residuales, biofijación de  $\text{CO}_2$  y la producción de energía y biodiesel.

### 5.2.1 *Arthrospira platensis*

La *Arthrospira platensis*, comúnmente denominada Spirulina (de aquí en adelante nos referiremos a ella como tal) es una cianobacteria que puede crecer tanto de forma autótrofa, como heterótrofa o mixotrófica. Nos interesaremos por el crecimiento mixotrófico ya que nos interesa la actividad fotosintética y la eliminación de nutrientes del medio.

El rango de pH óptimo se encuentra entre 9 y 10, pero puede crecer en un intervalo desde 7 hasta 11,5. La temperatura óptima, por otro lado, oscila entre 24 y 28°C, sin embargo, el intervalo en el que aún se reproduce es mucho mayor.

Tiene una morfología filamentosa ordenada en hélice abierta (Fig. 5.1), aunque esta disposición espacial se ve afectada por factores ambientales como la temperatura o la concentración de oxígeno.



**Fig. 5.1 - Spirulina vista al microscopio electrónico, la barra representa 10 $\mu$ m [5]**

Se ha demostrado que es una excelente fuente de proteínas, poseyendo entre un 46 y 63% de su peso seco basado en proteínas, formadas por 16 aminoácidos diferentes, de los cuales 8 son esenciales [32]. Además de su alto contenido proteico, también posee un alto contenido en minerales y vitaminas. De ahí que su principal uso sea el de suplemento nutricional, aunque en este proyecto nos centraremos en sus propiedades ficorremediadoras ya que tiene una alta tasa de remoción de nutrientes de las aguas residuales.

### 5.3 CULTIVOS DE MICROALGAS

Al contrario que los clásicos bioprocesos de crecimiento heterótrofo (levaduras y bacterias) donde los tanques agitados tienen geometrías estándar, los cultivos microalgales no tienen una geometría simple pues necesitan que se les suministre luz, ya que funcionan como un sustrato más. De forma general la luz será el sustrato limitante del bioproceso. Además de luz, un cultivo de microalgas requiere de una fuente de carbono, una fuente de nitrógeno y fósforo, la presencia de elementos trazas como ciertos metales pesados y vitaminas, y condiciones ambientales (pH y temperatura) adecuadas.

Las microalgas se cultivan en fotobiorreactores, éstos se pueden clasificar en dos tipos: fotobiorreactores abiertos y cerrados.

Con los fotobiorreactores cerrados se obtienen productividades más altas, ya que se tiene un buen control del sistema y algunos han sido diseñados específicamente para ciertas especies de microalgas, optimizando el acceso a la luz y la transferencia de materia. Los más específicos tienen zonas diferenciadas de captación de luz y de desorción de O<sub>2</sub> y aporte de CO<sub>2</sub>. La desventaja de estos sistemas es que son muy caros y el escalado es muy difícil.

Los biorreactores abiertos son, generalmente estanques, en los que, los más sofisticados, tienen agitación y control de pH mediante la dosificación de CO<sub>2</sub>. Los reactores abiertos del tipo raceway o *High Rate Algal Ponds* (nos referiremos a éste como HRAP de aquí en adelante) son los más extendidos en el



cultivo de especies extremófilas ya que se obtienen productividades relativamente altas de biomasa con un coste de operación mínimo.

### 5.3.1 Sistema del tipo HRAP

En este proyecto se ha decidido diseñar un sistema de cultivo del tipo HRAP debido a que, principalmente, se va a cultivar una especie extremófila, el medio de la Spirulina se mantendrá a un pH 9,5 lo que impedirá la contaminación por otros microorganismos. Además, es un sistema de bajo costo de construcción y de operación.

Éstos consisten en estanques abiertos, con una separación central que divide el cultivo en dos canales de poca profundidad (entre 0,15-0,4 m) por el que circula todo el medio gracias a la impulsión de una rueda de palas, que, mediante esta agitación, ayuda a que se libere el oxígeno formado durante la fotosíntesis. La agitación evita la sedimentación de los microorganismos y mantiene el medio homogéneo, evitando estratificaciones y mala distribución de los nutrientes, incluida la luz.

La decisión de cultivar en este tipo de reactor es debido a que son los únicos sistemas de gran tamaño capaces de producir biomasa a una escala comercial. Es fácil de escalar desde planta piloto, los costes de producción no son elevados y la energía requerida para la mezcla no es excesiva ( $\sim 4\text{W}/\text{m}^3$ ). Al ser un reactor abierto tiene algunos problemas de control y de transmisión de materia gas/líquido [20].

Hoy en día existen macroplantas, coloquialmente denominadas “granjas de algas”, para la producción de microalgas que abarcan varias hectáreas. En California, por ejemplo, existen un par de ellas con HRAPs de hasta 400 metros de longitud de canal (Fig. 5.2).



Fig. 5.2 - Granja de Earthrise Nutritional LLC, en California

## 5.4 DEPURACIÓN DE AGUAS RESIDUALES A PARTIR DE MICROALGAS

El uso de microalgas se propuso como opción para el tratamiento de aguas residuales desde principios de los años sesenta, aun así, esta tecnología le queda mucho por mejorar, entre muchos factores el más significativo es el uso de tierra, pues puede llegar a requerir un espacio de hasta 50 veces mayor que las tecnologías de depuración más corrientes (lodos activos) [14].

La ventaja del uso de microalgas como tratamiento de depuración es que los costes de construcción y, sobre todo, de operación son mucho más bajos que los convencionales. Como valor adicional, estos sistemas no generan residuos sino biomasa de alto valor para otras actividades, como la generación de energía, biocombustibles o biofertilizantes.

Las microalgas poseen una gran capacidad ficorremediadora, ya que tienen una gran capacidad de asimilación de nutrientes. Un medio de aguas residuales contiene todos los nutrientes necesarios para el crecimiento de un cultivo de microalgas, concentraciones adecuadas de nitrógeno, fósforo y micronutrientes. Quizás el único sustrato limitante sea el carbono que puede ser añadido por medio de difusores de CO<sub>2</sub>.

Gracias a la alcalinidad adquirida debido a la acción fotosintética, y a la exposición a los rayos UV del sol este tipo de tratamientos también elimina gran parte de los microorganismos no deseados en el agua regenerada.

El uso de un HRAP para cultivar microalgas a partir de aguas residuales tiene una huella ecológica mucho menor que usando medios sintéticos que consumen agua fresca y fertilizantes. Además de que existe una reducción bastante notable de los costes de operación con respecto al uso de medios sintéticos.

## 5.5 DEPURADORA DE MEDINA SIDONIA

Esta depuradora de Medina Sidonia (Fig. 5.3) fue construida en 2007 y tiene una capacidad suficiente para tratar las aguas residuales de 18000 habitantes, por lo que resuelve el 100% de las necesidades del municipio, actualmente cuenta con 11756 (censo de 2016 [43]). Una vez depuradas, las aguas son vertidas al arrollo el Saltillo.

Desde el punto de vista técnico el proceso de depuración consiste en fangos activados de baja carga con aireación prolongada. Se prescinde de decantación primaria, pero existen dos decantadores secundarios para separar el agua depurada de los fangos activados. El proceso de depuración queda limitado a un tratamiento secundario, donde el agua ha sido depurada en gran parte, pero es vertida con altas

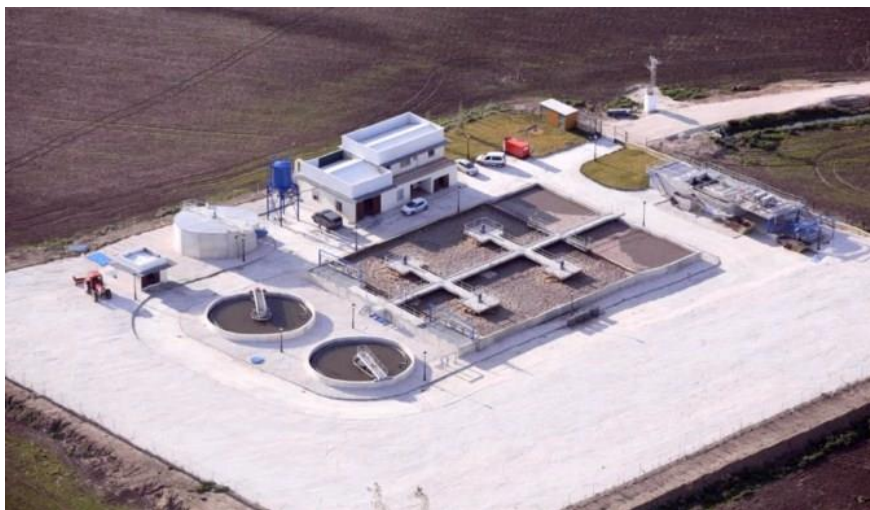
concentraciones de nitrógeno, fósforo y metales pesados que supone un problema para el medio natural en el que es vertido.

Las coordenadas de la EDAR son 36°26'46.0"N 5°57'10.0"W y se encuentra a una altura aproximada de 60 metros sobre el nivel del mar.

La planta proyectada se prevé construir en los terrenos colindantes a esta estación depuradora

La posición geográfica de la planta es favorable para el emplazamiento de nuestro proyecto ya que alrededor de la EDAR hay gran extensión de terreno que puede ser utilizado para situar los HRAPs y las otras unidades. Además, el emplazamiento de la EDAR fue elegido teniendo en cuenta la mínima distancia de bombeo entre la recogida de vertido y la EDAR, la lejanía a las zonas urbanas o turísticas y atendiendo al viento predominante para evitar que los malos olores vayan al núcleo urbano.

Se valorará la elección del uso de terrenos municipales para evitar la expropiación de terrenos y la cercanía a puntos de reutilización para minimizar la potencia de bombeo.



**Fig. 5.3 – Fotografía de la depuradora de Medina Sidonia**

## 6 NORMAS Y REFERENCIAS

### 6.1 DISPOSICIONES LEGALES

Los productos y subproductos generados durante el proceso llevado a cabo en la planta deberán pasar las restricciones que se marcan en la legislación actualmente vigente.

Con respecto al agua regenerada, las leyes más destacadas que regulan su vertido y reutilización son las siguientes:

- Real Decreto 1620/2007, de 7 de diciembre, por el que se establece el régimen jurídico de la reutilización de aguas residuales.
- Directiva Europea 91/271/CEE, de 21 de mayo de 1991, sobre el tratamiento de aguas residuales urbanas.
- Ley 10/2001, de 5 de julio, del Plan Hidrológico Nacional.

En los documentos ESTUDIO BÁSICO DE SEGURIDAD Y SALUD y ESTUDIO PRELIMINAR DEL IMPACTO AMBIENTAL se recogen más normas en relación con la seguridad e higiene de los trabajadores y la protección del medio ambiente.

### 6.2 NORMATIVA APLICADA

- DIN – 28011, diseño de fondo Kloppler.
- British Standar 4994, UNE 53.406/93, UNE 53.303/91 y Council Directive 97/23/EC, estándares de diseño de los depósitos seleccionados.
- Código ASME BPV sección VIII división I, cálculos para el diseño mecánico del biorreactor de hidrólisis.
- Normas UNE:
  - UNE 157001/2014, para la elaboración formal de los documentos que constituyen un proyecto técnico.
  - UNE 1401-1:2009, diámetros nominales tuberías de PVC.
  - UNE-1452, para tuberías de PVC con presión.
  - UNE-EN 10255:2004+A1:2007, diámetros nominales tuberías de acero al carbono.
  - UNE 60670-10:2014, pérdida de carga en conducciones de gases.
- Normas TEMA, referencia de diseño para el intercambiador de calor.

Se ha dedicado un anexo en el documento ANEXOS para enumerar todas las referencias bibliográficas consultadas durante el desarrollo de este TFG.

## 7 DEFINICIONES Y ABREVIATURAS

**Aguas depuradas:** Aguas residuales que han sido sometidas a un proceso de tratamiento que permita adecuar su calidad a la normativa de vertidos aplicable.

**Aguas regeneradas:** Aguas residuales depuradas que, en su caso, han sido sometidas a un proceso de tratamiento adicional o complementario que permite adecuar su calidad al uso al que se destinan.

**Eutrofización:** Aumento de los nutrientes en el agua, especialmente de los compuestos de nitrógeno y/o fósforo, que provoca un crecimiento acelerado de algas y especies vegetales superiores, con el resultado de trastornos no deseados en el equilibrio entre organismos presentes en el agua y en la claridad del agua a la que afecta.

**Mixotrófico:** Crecimiento bajo procesos tanto autótrofos como heterótrofos, de manera que la fuente de energía es tanto la luz como la materia orgánica. El carbono lo obtiene por tanto de los compuestos orgánicos y del CO<sub>2</sub>.

**EDAR:** Estación Depuradora de Aguas Residuales.

**HRAP:** *High Rate Algal Ponds*, consiste en estanques formados por dos canales cerrados por los que circula un medio de cultivo microalgal mediante la impulsión de una rueda de paletas.

**R.D.:** Real Decreto.

**TFG:** Trabajo de fin de grado.

**U:** Unidad de actividad enzimática. En este proyecto se ha considerado como la cantidad de enzima necesaria para que se libere 1 µg de tirosina por minuto.

## 8 REQUISITOS DE DISEÑO

Para el diseño de este proyecto se ha partido de la composición de la corriente de salida de un tratamiento secundario de aguas residuales, éste se recoge en la Tabla 8.1, y de la estimación del caudal que depurará la EDAR de Medina Sidonia en el año 2037, éste se ha estimado en el ANEXO 1 como  $1780 \text{ m}^3 \cdot \text{día}^{-1}$ , y será nuestro caudal de diseño.

	DBO <sub>5</sub>	DQO	SST	TN	TP
Concentración [mg/L]	25	125	35	30	3

Tabla 8.1 - Composición de la corriente de entrada [2]

Los HRAPs se han diseñado buscando la máxima productividad de biomasa, sin importar el grado de ficorremediación que ejerza sobre el medio, es importante haber tenido esto en cuenta a la hora de hacer el diseño, pues las dimensiones de estos sistemas pueden variar según el fenómeno que se priorice. Para optimizar el diseño se ha atendido a el acceso a la luz y a los nutrientes del cultivo, el pH y la disponibilidad de CO<sub>2</sub>, la agitación, el tiempo de residencia y el modo de cultivo.

La temperatura de diseño se ha tomado como 12°C, correspondiente a la temperatura del agua residual media durante el mes más frío del año, de esta forma el diseño está preparado para afrontar el peor de los escenarios en los que se pueda encontrar el proceso. También, todas las propiedades físicas de los fluidos se han considerado como agua a esa temperatura, ya que la densidad y viscosidad de las microalgas son muy similares a las del medio.

Las horas de operación también quedan restringidas por un factor ambiental, que es la cantidad de horas de sol que hay en un día. El microorganismo solo aumentará su biomasa bajo acción fotosintética, por ello se limitan las horas de operación del proceso en 9 horas. Esto hace necesaria la presencia de un ecualizador de flujo que, además de recoger el caudal que sale de la EDAR a lo largo del día, mantendrá el medio homogeneizado y entrando en HRAPs de forma constante, siendo mucho mejor para la adaptación de las microalgas.

La concentración del concentrado de biomasa que se recoge en el microtamiz viene fijada por la concentración de sustrato necesaria para llevar a cabo la reacción de hidrólisis de proteínas definida por C.R. Lisboa [9], que es un 4% de biomasa en peso. Esto se puede conseguir controlando el tiempo de lavado de la torta en los discos.

Por último, se han diseñado las unidades necesarias para acondicionar el agua regenerada para que satisfaga los requisitos del RD 1620/2007.



## 9 RESULTADOS FINALES

### 9.1 DESCRIPCIÓN GLOBAL DE LA PLANTA

La planta que se ha diseñado en este proyecto parte de una única corriente de entrada, procedente de un tratamiento secundario de aguas residuales. Ésta es acumulada en una balsa para la ecualización y homogeneización del flujo, de forma que a lo largo de las nueve horas de operación de la planta se trate un caudal constante y homogéneo, equivalente al caudal de aguas residuales tratadas a lo largo de un día completo en la EDAR.

Desde la balsa de ecualización el agua es bombeada y repartida al conjunto de fotobiorreactores abiertos, en ellos tiene lugar multitud de bioprocesos, los cuales, desde el punto de vista ingenieril, pueden ser resumidos en un crecimiento de la población de microorganismos, debido a la fotosíntesis realizada por los mismos, y en una remoción de nutrientes indeseados (N, P, metales pesados y carbono orgánico) en el agua tratada, debido al crecimiento mixotrófico del microorganismo cultivado. La eliminación de nitrógeno y fósforo se ve favorecida por fenómenos abióticos ocasionados por el incremento de pH en el medio.

Tras los fotobiorreactores, el medio con alta concentración de biomasa se transporta hasta un pozo de bombeo que bombeará el fluido hasta un separador que dividirá el proceso en dos líneas: una de concentrado de biomasa y otra de agua regenerada, con apenas sólidos en suspensión.

El agua es transportada hasta una balsa de neutralización de pH, que corregirá este parámetro hasta valores permisibles por la legislación de vertido. Por último, con el pH ya regulado, el agua es bombeada desde esta balsa hasta el punto de reutilización, que no es alcance de este proyecto y, por tanto, se desconoce.

Por otro lado, el concentrado de biomasa es dirigido hasta un intercambiador de calor, cuyo fluido calefactor es calentado en placas solares parabólicas, que aumentará la temperatura de la solución hasta 60°C, la temperatura óptima para la reacción de hidrólisis que tendrá lugar en el biorreactor diseñado para tal operación. Tras la reacción de hidrólisis enzimática el producto es separado de forma continua de las enzimas, añadidas al biorreactor para dar lugar a la reacción mencionada, mediante el paso por un módulo de membrana. Por último, el hidrolizado de proteínas es almacenado en un depósito dimensionado para tal fin.

El diagrama de flujo del proceso viene descrito en el plano 2 del documento PLANOS.

## 9.2 PRODUCTOS

El producto objetivo de este proyecto es un hidrolizado de proteínas que posee un 1,42% en peso de aminoácidos libres. Aunque la biomasa *Spirulina* es comercializable para fines nutricionales, cosméticos y farmacéuticos, el que haya sido cultivada en aguas residuales nos restringe como único uso el de fertilizante.

Como biofertilizante, la *Spirulina*, que es rica en proteínas, oligoelementos, antioxidantes y vitaminas, ha demostrado ser muy eficaz en la agricultura ya que facilita la asimilación de nutrientes por parte de las plantas haciendo su crecimiento mucho más rápido y efectivo [36]. Al ser de origen natural no produce ningún efecto adverso sobre el medio o los organismos sobre los que se aplica.

Como subproducto del proceso se obtiene agua regenerada que, además de ser una fuente adicional de ingresos económicos para la planta, supone un beneficio para la población cercana y el medio ambiente. La reutilización de agua aumenta la disponibilidad de agua natural para otros fines, reduciendo el riesgo de seguías. Y, al acabar con el vertido de agua con altas concentraciones de nutrientes al medio, se previene la acumulación de metales pesados y el fenómeno de eutrofización.

Se ha previsto que el proceso reducirá el nitrógeno y fósforo disueltos hasta concentraciones de 0,98 y 0,78 mg·L<sup>-1</sup>, muy por debajo de las concentraciones mínimas permisibles para reutilización (conforme RD 1620/2007). Sin embargo, la concentración de sólidos suspendidos se estima que será de alrededor de 32,12 mg·L<sup>-1</sup>, restringiéndonos la calidad de agua a una calidad de 2.2 conforme al Anexo I.A del RD 1620/2007. Se sugiere el uso de esta agua para el riego de cultivos de árboles de rápido crecimiento cuyo destino es la producción de pellets para calderas.

## 9.3 DISEÑO DEL CONJUNTO DE FOTOBIOREACTORES

En este apartado se van a describir las distintas decisiones tomadas para llegar al diseño final del conjunto de fotobiorreactores para el cultivo de *Arthrospira platensis*. Estas unidades son el centro de todo el proceso por lo que las decisiones aquí tomadas han sido valoradas con sumo cuidado.

### 9.3.1 SELECCIÓN DEL TIPO DE FOTOBIOREACTOR

Las microalgas pueden ser cultivadas en multitud de sistemas. Se buscan, dentro de lo posible, aquellos sistemas que aporten un buen acceso a la luz, la cual se considera como un nutriente más, y sean capaces de mantener el medio homogéneo en cuanto a temperatura, pH y distribución de nutrientes, entre otros parámetros.

La selección de nuestro sistema ha tomado como referencia criterios económicos y de escalado, pues son factores clave para la viabilidad del proceso.

Entre los posibles sistemas para cultivar microalgas se encuentran los fotobiorreactores cerrados, que son los que, gracias a su mayor control, especificidad y su mayor resistencia frente a la contaminación de otros microorganismos, presentan una mayor productividad y eficacia. Sin embargo, han sido descartados desde el primer momento ya que los costes de inmovilizado y, sobre todo, los de operación son altísimos comparados con los sistemas abiertos. Además, la mayoría de los sistemas cerrados presentan imposibilidad de escalamiento a nivel industrial o este requiere una inversión astronómica, y, para el caudal que necesitamos tratar nuestro proceso requiere un sistema a escala industrial.

Otra forma de cultivar microalgas es en sistemas abiertos, éstos priman la economía aceptando un menor control sobre el sistema y una productividad más baja. A diferencia de los cerrados, están en contacto con la atmósfera haciendo complicado el control sobre la temperatura, el pH o la contaminación de microorganismos. Existen principalmente 3 tipos de fotobiorreactores abiertos:

- **Estanques circulares (Open Ponds):** Suelen ser piscinas circulares construidas de hormigón y con un sistema de agitación de brazo rotatorio. Éstas balsas se diseñan con la forma y la profundidad adecuada para que las microalgas del fondo tengan acceso a la luz y a los nutrientes necesarios, que deben ser añadidos para que el cultivo crezca. Este tipo de procesos es muy económico y los costes de operación son bastante bajos, prácticamente nulos en algunos casos. Sin embargo, la productividad es bajísima y hacen un uso ineficiente del terreno. También se pueden cultivar microalgas en estanques naturales, siendo estos los sistemas más económicos al presentar un coste de construcción prácticamente nulo.
- **Piscinas inclinadas:** La agitación se consigue por gravedad y bombeo, la velocidad de flujo viene dada por la pendiente. La ventaja de este sistema es que, a parte de la bomba, no existe ningún dispositivo de agitación. Estos sistemas presentan problemas de escalamiento, ya que está condicionado por la capacidad de la bomba. Este sistema se descarta por la imposibilidad de ser escalado hasta las dimensiones necesarias.
- **Raceway (High Rate Algal Pond, HRAP):** Son los sistemas más utilizados, consisten en canales de hormigón, generalmente, donde el cultivo es recirculado y mezclado mediante palas. También suelen contar con un sistema de suministro de CO<sub>2</sub> al cultivo, que, además de suministrar una fuente de carbono al cultivo, permite cierto control sobre el pH del medio. Son productivos, baratos de construir y los costes operacionales son bajos. Además, permiten cierto control sobre el pH y una adecuada distribución de nutrientes.

La decisión queda entre usar un sistema del tipo Open pond o HRAP. Se elige diseñar un sistema del tipo HRAP pues tiene la ventaja de ofrecer cierto control y agitación sobre el medio frente a los open ponds donde el control y la agitación es prácticamente nula, la productividad es pobre y hace un uso pésimo sobre el terreno.

Además, en el tratamiento de aguas residuales ha demostrado alcanzar buenas productividades de biomasa y es un tipo de sistema que se lleva usando desde hace 50 años para este fin por lo que hay bastante información al respecto.

### 9.3.2 SELECCIÓN DE LA GEOMETRÍA DEL HRAP

Para empezar, se diseñará un conjunto de HRAPs cuyas dimensiones han quedado restringidas de antemano en función de criterios hidrodinámicos, de esta forma se tiene que el proceso precisa de 8 HRAPs de las dimensiones mostradas en la Tabla 9.1 en lugar de uno solo del volumen total requerido y que presentará multitud de problemas hidrodinámicos, de mezclado, de distribución de nutrientes, sedimentación, ...

Para la selección de la geometría del sistema se han considerado los estudios hidrodinámicos de H. Hadiyanto [17] sobre distintas geometrías de HRAP, llegando a la conclusión que la geometría idónea para nuestro sistema de cultivo es la que se muestra en la Fig. 9.1, pues es el que presenta un flujo a través de los canales más homogéneo, menores zonas muertas y menor estrés por esfuerzo cortante sobre las células. Es importante destacar que esta geometría conlleva un menor gasto energético de agitación con respecto a las demás estudiadas.

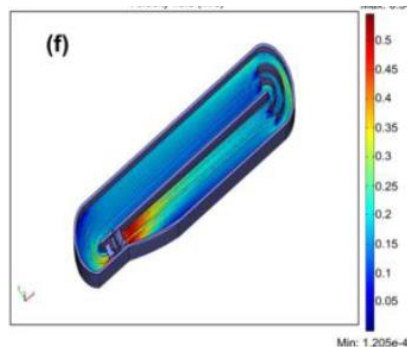


Fig. 9.1 – Geometría seleccionada en función de criterios hidrodinámicos

En el Anexo 2 del documento ANEXOS, se han calculado las dimensiones de los HRAPs fijando la longitud del canal en 200 m, la profundidad en 0,3 m, la relación L/W (largo/ancho, debe ser mayor que 10) como 16 y el ancho de la estrechez como 6,08 m, que es el correspondiente al ancho de las ruedas de paletas que agitarán el medio. También se fija el ángulo de la sección no uniforme como 15° para que el cambio de velocidad a través del canal no sea muy brusco.

L [m]	200	L' [m]	176,04
L/W	16	L'' [m]	23,96
W [m]	12,50	A <sub>1</sub> [m <sup>2</sup> ]	5288
W' [m]	6,08	V <sub>1</sub> [m <sup>3</sup> ]	1586,4
γ°	15	d <sub>palas</sub> [m]	2,5

Tabla 9.1 – Dimensiones de un HRAP

Las dimensiones de la Tabla 9.1 vienen referidas a la unidad acotada en la Fig. 9.2:

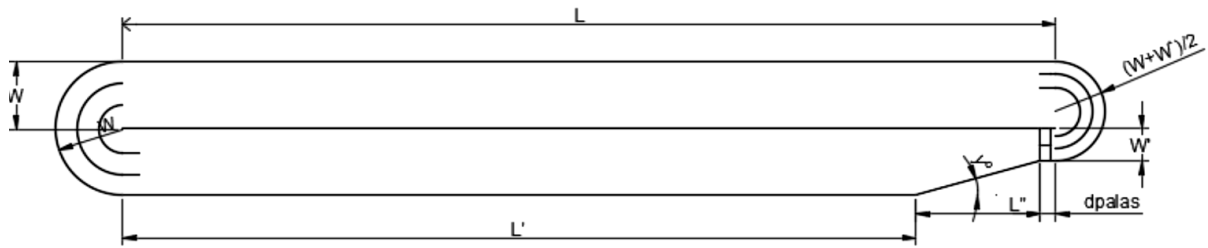


Fig. 9.2 – Boceto del HRAP

### 9.3.3 CINÉTICA

Los datos cinéticos han sido obtenidos en la planta piloto exterior del Centro Andaluz de Ciencia y Tecnología Marinas (Cacytmar), de un cultivo de *Arthrospira platensis* en aguas depuradas operando en discontinuo, en agosto de 2016

$\mu$ [día <sup>-1</sup> ]	Tasa específica de crecimiento	0,28
$X_m$ [mg·L <sup>-1</sup> ]	Máxima concentración de microorganismos en discontinuo	548,00

Tabla 9.2 – Datos cinéticos de partida

Basándonos en el modelo de crecimiento propuesto por J. Ruiz [24] determinamos el tiempo de retención hidráulico a la más alta productividad,  $\theta_p$ , como 7,14 días.

A partir de este mismo modelo, se ha hecho un balance de masa a la biomasa y se ha podido determinar el volumen total de sistema que necesitamos para obtener la máxima productividad trabajando en continuo. Este volumen es: 12714,29 m<sup>3</sup>, dada la profundidad de 0,3 m, el área ocupada por los HRAPs queda como: 42380,95 m<sup>2</sup>.

Conocido el volumen total del sistema y el de un HRAP individual se calculó el número de fotobiorreactores, 8, y se corrigió los valores de volumen y área (Tabla 9.3)

$V_{tot}$ [m <sup>3</sup> ]	12691,2
$S_{tot}$ [m <sup>2</sup> ]	42304,0

Tabla 9.3 – Valores corregidos de área y volumen total del conjunto de fotobiorreactores

El mismo modelo mencionado nos permite estimar la productividad de biomasa, ésta es de 486,834 kg·día<sup>-1</sup>.

### 9.3.4 AGITACIÓN

Como sistema de agitación e impulsión del fluido a través de los canales se ha optado por el equipo más común y que ha demostrado mejores resultados a la hora de homogeneizar este tipo de estacques. Este es una rueda de palas, en concreto la de cada HRAP consistirá en dos ruedas de palas de 3 metros de ancho

cada una, colocadas en serie en la parte estrecha del canal. Giran mediante la potencia aportada por un motor acoplado de, al menos, 1,3 kW de potencia efectiva.

El radio de la rueda será de 0,75 m, con 8 paletas de 45 m y un espesor de 2 mm.

Se colocará en un sumidero de 8 cm con respecto al nivel del resto del canal y la holgura de las palas con las paredes y el suelo será de 2 cm.

La agitación aportada por las ruedas de palas mantendrá la velocidad del fluido en el canal a  $0,3 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ .

Es muy importante la presencia de baffles en las curvas de los canales para se reduzcan las zonas muertas y el flujo sea más homogéneo a través del canal.

### **9.3.5 DEMANDA DE NUTRIENTES ADICIONALES**

Las microalgas requieren de ciertos nutrientes para crecer, en concreto su biomasa está compuesta de un alto porcentaje de carbono (alrededor del 50%), nitrógeno (entre 3 y 12%) y fósforo (entre 0,03 y 3%) [39]. Además de una serie de micronutrientes indispensables para el desarrollo del microorganismo.

Un medio de aguas residuales tiene una composición similar a la de los medios artificiales usados para una producción comercial. Este contiene carbono, nitrógeno, fósforo y micronutrientes como metales pesados (Mn, Fe, Zn, Co, ...) y ciertas vitaminas [14], de modo que es un medio idóneo para cultivar microalgas.

Sin embargo, el medio tal cual estará limitado en carbono, y a pesar de que la mayoría del carbono el cultivo lo toma de la atmósfera, en forma de  $\text{CO}_2$ , deberá suministrársele de forma adicional mediante difusores de  $\text{CO}_2$ , que, además, controlará el pH del medio manteniéndolo en el óptimo de crecimiento.

Se ha estimado en la demanda de  $\text{CO}_2$  por medio de los difusores y esta es de  $551,37 \text{ kg} \cdot \text{día}^{-1}$ . Este aporte se hará en función del pH del medio, cuando éste suba más de 9,5 se activarán los difusores que dosificarán  $\text{CO}_2$  hasta que el pH vuelva a la normalidad. Este aporte de  $\text{CO}_2$  nutrirá el cultivo y dejará como reactivo limitante la luz, de forma que se trabaje en las condiciones más óptimas del proceso.

A parte del carbono no hay ningún nutriente que requiera las microalgas y no se encuentren en las aguas residuales

### **9.3.6 FENÓMENOS DERIVADOS DEL PROCESO**

Al ser un sistema abierto no podemos evitar que exista intercambio de materia y energía con la atmósfera. Por un lado, nos beneficia que el cultivo se nutra en gran parte de  $\text{CO}_2$  atmosférico pues contribuye con la biofijación de éste y reduce el impacto del proceso sobre el efecto invernadero.

Por otro lado, existirán otros dos fenómenos: evaporación del agua y stripping de amoníaco.



La **evaporación** del agua se ha estimado que será de alrededor de  $253,82 \text{ m}^3 \cdot \text{día}^{-1}$ , esto reduce la cantidad de agua que podrá ser reutilizada en un 14,26% del total.

El **stripping** de amoníaco es un fenómeno abiótico de eliminación de nitrógeno en aguas con alto pH. El medio tiene un pH muy alto y favorecerá la transformación de amonio disuelto a amoníaco gaseoso. Se estima que, por este fenómeno, se mandará a la atmósfera  $8,30 \text{ kg} \cdot \text{día}^{-1}$  de amoníaco.

## 9.4 COSECHADO DE BIOMASA

Después del cultivo en los HRAPs, el efluente del conjunto de biorreactores debe ser tratado para separar la biomasa del medio de cultivo, agua regenerada. Toda la biomasa debe ser separada con el fin de cumplir la regulación pertinente a la calidad del agua reutilizable, por ello es fundamental basarnos en la efectividad del método a la hora de seleccionarlo.

Se ha seleccionado el método de cosechado en función de su calidad y efectividad en la separación sólido-líquido, de forma que los costes de operación no sean muy altos, pues es en este paso donde los costes de operación en el cultivo de microalgas se disparan.

Existen métodos físicos y métodos químicos o una combinación de ambos, y los costes de operación dependen de la cantidad de reactivos que se usen o el consumo energético que requiera el método de separación física.

### 9.4.1 SELECCIÓN DEL MÉTODO DE COSECHADO

A la hora de seleccionar el método se ha tenido en cuenta el tamaño de la Spirulina, que mide entre 30 y  $70 \mu\text{m}$ , la densidad, que es prácticamente igual que la del agua, y el porcentaje de sólido que queremos en el concentrado de biomasa, 4%, como así lo requiere la reacción de hidrólisis que tendrá lugar en la siguiente etapa.

Los métodos más comunes de separación de la biomasa algal del medio de cultivo son los siguientes:

- **Filtración:** Es un método físico de separación eficaz para separar sólidos suspendidos de un tamaño suficiente, está restringido a organismos filamentosos de un tamaño superior a  $50 \mu\text{m}$ . Hay muchos tipos de equipos de filtración, separador de láminas, filtros de banda, filtros de prensa y de tambor de vacío.  
Los equipos con mejor efectividad son también los que más energía requieren para funcionar.
- **Floculación:** Este método consiste en el uso de productos químicos para que las algas formen colonias y sea más fácil de recoger por sedimentación o por cualquier otro método de separación que no requiera grandes esfuerzos.

Este método, además de incrementar los costes por el uso de reactivos, puede ocasionar toxicidad e influenciar el crecimiento de la población.

No se recomienda este método para el cosechado de *Spirulina* pues, este microorganismo, ya es grande de por sí y resulta relativamente sencillo de cosechar sin necesidad de floculantes.

- **Flotación:** Consiste en permitir que pequeñas burbujas de aire u ozono transporten las partículas sólidas a la superficie y las mantengan ahí de forma que puedan ser recolectadas de la superficie. Para microorganismos con la misma densidad que el agua no resulta muy efectivo.
- **Tamizado:** Es un tipo de separación mecánica que consiste separar partículas de varios tamaños en dos fracciones: la que pasa a través del tamiz, el medio de cultivo, y la que es rechazada por este, la biomasa. El fundamento de separación se basa exclusivamente en el tamaño de partículas. Como el caso de los filtros, existen muchos tipos de equipos: tambor rotatorio, banda, de discos y vibratorios, entre otros.

Existen más métodos de cosechado, pero se han descartado desde el primer momento por su inviabilidad industrial u operacional (centrífugas o columnas de platos) o por su poca efectividad (decantadores).

Se ha descartado también la floculación y la flotación como métodos de cosechado en este proceso, el primero por considerarse innecesario (no evita la necesidad de una separación mecánica) y el segundo por ser ineficaz con este microorganismo.

Entre tamizado y filtración existe pocas diferencias en el funcionamiento de los métodos por lo que el equipo que se elegirá se basa en cualquiera de estos dos principios.

Se toma finalmente, para el cosechado, un microtamiz de discos (Fig. 9.3). Es un equipo compacto que consume poca energía y separa la biomasa de forma eficaz, su uso convencional es como método terciario de tratamiento de aguas residuales, para reducir el porcentaje de sólidos suspendidos en el agua.

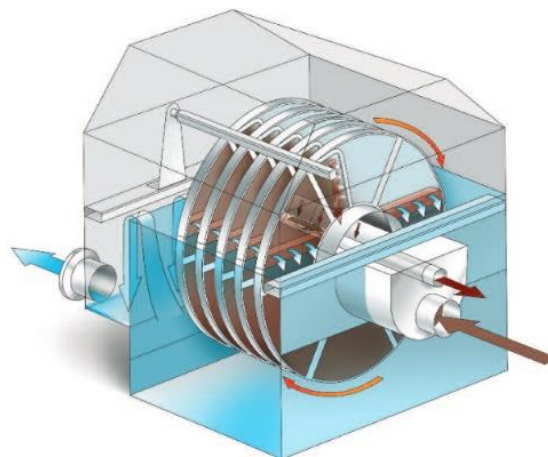


Fig. 9.3 – Esquema de funcionamiento de un microtamiz de discos

#### 9.4.2 MICROTAMIZ DE DISCOS

Se ha decidido tomar esta unidad de catálogo, la unidad seleccionada es el microtamiz de discos Rodisc® de la marca HUBER [59]. Éste consiste en una serie de ocho discos filtrantes giratorios dispuestos a lo largo de un eje central, sumergidos un 60% en el fluido a filtrar a través de los discos filtrantes con una luz de paso, en este caso, de 30µm. La misma agua filtrada se usa como agua de lavado de los discos, pues los sólidos se colmatan en la superficie de los discos, de esta forma se ahorra agua y energía, la limpieza del tamiz es continua, sin interrumpir el proceso de filtrado. El porcentaje de sólido en el concentrado viene dado por el tiempo de lavado. Aunque ha demostrado tener un porcentaje de reducción de un 96%, para los cálculos se ha considerado una eficacia del 90% para tener un margen de seguridad.

Tras un balance de materia al rototamiz se ha estimado la composición de las dos corrientes:

- La de agua, con un caudal de  $168,43 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$  y un 0,0032% en sólidos.
- La de concentrado de biomasa, con un caudal de  $1,22 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$  y un 4% de sólidos (biomasa).

### 9.5 BIORREACTOR ENZIMÁTICO DE PROTEÍNAS

La biomasa separada del medio de cultivo será tratada en un biorreactor enzimático, de acuerdo a la reacción estudiada por C.R. Lisboa [9]. En este estudio se encontraron las condiciones óptimas para llevar a cabo la reacción de hidrólisis de las proteínas de *Arthrospira platensis*. Para ello se utiliza la proteasa comercial Protamax 580 L, que es la que ha demostrado obtener el mejor grado de hidrólisis, 62,8%. Las condiciones óptimas, y por tanto las que se aplicarán en nuestro proceso, son:

- pH=9,5
- Temperatura = 60°
- Concentración de sustrato = 4%
- Concentración de enzima =  $5 \text{ U} \cdot \text{mL}^{-1}$
- Tiempo = 200 min

Estas condiciones se consiguen en nuestro proceso excepto la temperatura de 60°C, que se ha previsto la instalación de un intercambiador de calor de carcasa y tubo para aumentar la temperatura de sustrato (biomasa) hasta esa temperatura óptima.

La biomasa de la Spirulina contiene alrededor de 51,66% de proteínas potencialmente hidrolizables [8]. Considerando esto y que la reacción se da en las condiciones óptimas, se ha estimado el porcentaje de proteínas libres en el hidrolizado de proteínas tras la reacción: 1,47% de aminoácidos libres.

Se ha estimado que la cantidad de enzima necesaria en la reacción debe presentar una actividad de 202909 U. Considerando que se inactiva el 33%, y el resto es recirculado hacia el reactor, se necesita un caudal diario equivalente a 602640 U.

### 9.5.1 SELECCIÓN DEL TIPO DE HIDRÓLISIS

Existen dos formas de hidrolizar proteínas, mediante hidrólisis química, añadiendo un ácido o una base, o mediante hidrólisis enzimática, utilizando enzimas.

Se ha elegido llevar a cabo una hidrólisis enzimática por las ventajas que ofrece este método:

Estas reacciones tienen selectividad, es decir, las enzimas son específicas para un determinado tipo de enlace, por lo que no es frecuente la aparición de productos indeseados.

Las condiciones de pH y temperatura suelen ser moderadas. La hidrólisis enzimática transcurre generalmente en el intervalo de 40° a 60°C y pH entre 4 y 8, y no se añaden sustancias extrañas.

Por último, tampoco se produce degradación de los componentes separados. Las hidrólisis alcalinas destruyen los aminoácidos de arginina y cisteína, mientras que las ácidas eliminan el triptófano y desamina los aminoácidos de serina y treonina.

La desventaja de la hidrólisis enzimática de proteínas es que es necesario separar la enzima y trabajar en condiciones asépticas, ya que puede producirse contaminación microbiana.

### 9.5.2 SELECCIÓN DEL TIPO DE BIORREACTOR

La selección del tipo de biorreactor es fundamental para la efectividad del proceso, ya que las enzimas deben ser retiradas o inactivadas después de la reacción.

Se podrían desactivar mediante la adición de un reactivo químico, un ácido, o mediante desnaturalización térmica, exponiendo la corriente producto a una temperatura más alta que la de reacción el tiempo suficiente para desnaturalizar las enzimas y hacerles perder la actividad catalítica.

Ambos tratamientos conllevarían un aumento considerable en el coste de operación, ya sea por el coste de los reactivos o por el coste de elevar la temperatura aún más. Por ello se decide explorar otras opciones.

Las alternativas posibles recaen en la selección del tipo de biorreactor:

- **Biorreactor discontinuo:** Estos presentan el inconveniente de que cada reacción conlleva la pérdida de todas las enzimas que se han usado, elevando los costes de operación por reactivo muchísimo. Ésta debe ser desactivada, lo que ocasionaría más gastos de operación

en calefacción o adición de reactivo. Además, su lentitud y baja productividad, debida a menudo por inhibición por producto, hacen que buscar otras opciones sea indispensable.

- **Reactores de enzimas inmovilizadas:** Las enzimas son inmovilizadas sobre soportes poliméricos mediante fijación física o química. La ventaja de esta técnica es que permiten operar en continuo y las enzimas son reutilizadas, abaratando los costes de producción. Por otro lado, presenta el inconveniente de pérdida de actividad (entre 10-90%) debida a restricciones en la difusión y el alto coste de los equipos y técnicas de inmovilización.
- **Reactor de membrana:** Un reactor de membrana consiste en el acoplamiento de un módulo de separación de membranas a una unidad de reacción. Ésta rechaza por completo la enzima, que se recircula al recipiente de reacción, donde se pone en contacto de nuevo con el sustrato.

Estos reactores presentan principalmente dos tipos de configuraciones:

- De difusión: las membranas están inmovilizadas y el sustrato y el producto, una vez formado, pasan libremente por la membrana.
- De contacto directo: El sustrato y la enzima se encuentran juntos dentro del tanque de reacción y a la salida hay un módulo de membrana, o de ultrafiltración, que retira las enzimas del efluente y las recircula al tanque de reacción (Fig. 9.4).

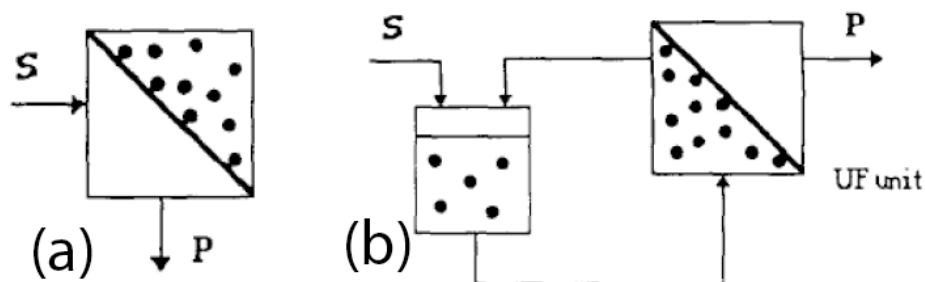


Fig. 9.4 – Reactores de membrana (a) de difusión y (b) de contacto directo

Principalmente se han valorado éstos, pues no requerimos de un sistema que mejore la agitación o la aireación, ya que es una reacción anaerobia.

A pesar de las desventajas que ofrece la tecnología de biorreactores de membrana (pérdida de actividad por fugas o desactivación, heterogeneidad en la membrana, colmatación y fugas de enzimas al producto) se decide tomar esta configuración como referencia por las ventajas que ofrece:

- Puede trabajar en continuo y reutilizar la enzima, aumentando la efectividad y disminuyendo los costes.
- Permite el uso de enzimas disueltas, existiendo contacto pleno con el sustrato y no afectando a su actividad.
- El producto final se encuentra libre de enzima.

- Se tiene un mayor control sobre las propiedades del producto final, gracias a la especificidad de las enzimas y al corte de la membrana.
- El sistema entero se puede simplificar y ser considerado como un reactor de tanque agitado ideal.
- El uso de la microfiltración evita el uso de calentamiento que podría perjudicar al producto.

Debido a la complejidad del diseño de este tipo de sistemas y a que no es la unidad principal de este TFG, se ha dejado el diseño del módulo de membrana fuera del alcance de este proyecto. Simplemente es oportuno comentar que la membrana que se seleccione debe permitir el paso de las proteínas hidrolizadas de la Spirulina, pero bajo ningún concepto debe permitir el paso de las enzimas.

### 9.5.3 TEMPERATURA DE REACCIÓN

En el Anexo 6 del documento ANEXOS se ha hecho una valoración de la influencia de la temperatura de reacción con el volumen del reactor, la potencia necesaria de agitación y el área de placas termosolares necesarias para calentar el concentrado de biomasa hasta esa temperatura. De esta forma se ha podido valorar si merece la pena calentar la reacción hasta la temperatura óptima o convendría operar a una temperatura más baja.

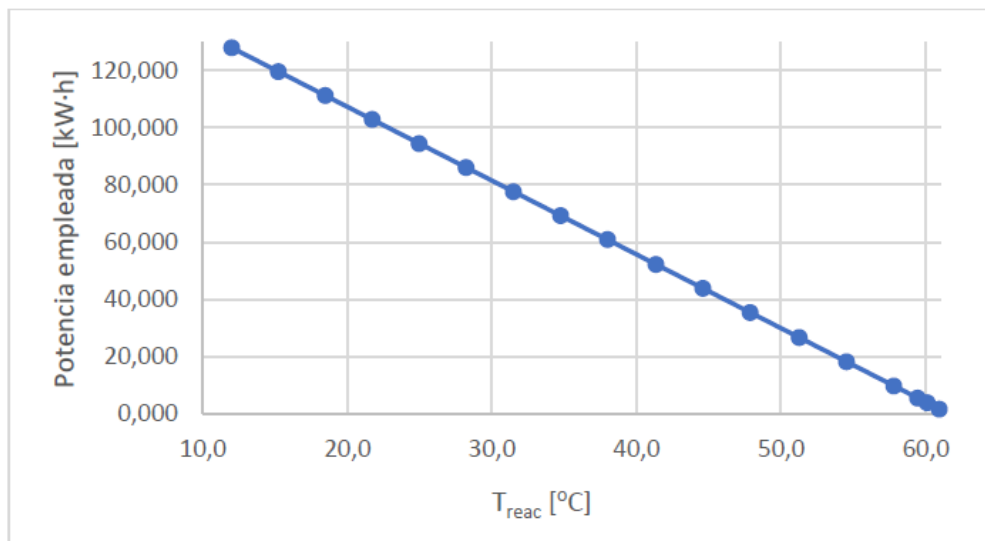


Fig. 9.5 – Relación potencia empleada en la agitación de un mismo volumen de sustrato a distintas temperaturas

En la gráfica de la Fig. 9.5 se comprueba que cuanto más alta es la temperatura de reacción menor será la potencia demandada para la agitación, esto se debe a que el volumen del reactor es menor y el tiempo de reacción también, pues son variables que están íntimamente relacionadas con la temperatura a la que se desarrolla la reacción.

En esta misma valoración se llega a que la máxima área necesaria de placas es de alrededor de 52 m<sup>2</sup>, por lo que no supondría demasiada superficie de placas termosolares.

Finalmente se decide, visto que no supone tanta área de placas el calentar la corriente hasta la temperatura óptima de reacción, usar este sistema de calefacción y hacer trabajar la reacción a la temperatura óptima de la enzima, 60°C. Además, el empleo de energía en la agitación del sistema se ve disminuido drásticamente con el volumen del reactor, que presenta una relación lineal con la temperatura de reacción.

#### 9.5.4 SISTEMA DE CALEFACCIÓN

La corriente de concentrado de biomasa, como el agua depurada que entra en la planta tendrá una temperatura de 12°C (en el peor de los casos), partiendo de esta temperatura y de la irradiancia solar durante ese mismo mes en el emplazamiento del proyecto se diseñará el sistema calefactor de la corriente de concentrado de biomasa que entrará en el biorreactor.

Para empezar, se ha decidido que se calentará mediante el paso por carcasa de un intercambiador de calor de carcasa y tubo, con doble paso de tubo en U y un único paso por carcasa. Se ha estimado que se necesita transferir 67,528 kW desde el fluido calefactor hasta la corriente de biomasa para elevar hasta la temperatura deseada. Para ello se precisa de un área de intercambio de 2,4 m<sup>2</sup>, teniendo en cuenta que la temperatura de entrada del fluido calefactor será de 200°C (se han diseñado las placas solares de forma que se alcance esa temperatura) y la de salida a 111°C.

El fluido calefactor que irá por los tubos del intercambiador de calor será un aceite térmico mineral que se calentará en el paso por las placas termosolares y transmitirá calor a la corriente de interés dentro del intercambiador.

Se ha decidido, dado el carácter ecológico del proyecto, que la fuente de calefacción de biorreactor sea la energía solar. Para ello hay que seleccionar un buen colector, entre los tipos de placas termosolares se distinguen tres grupos principales:

- Temperatura baja: Colectores planos que necesitan mucha área de placas para alcanzar un caudal y una temperatura satisfactoria para alcanzar nuestro objetivo.
- Temperatura alta: Son los usados en plantas termosolares, se alcanzan temperaturas de entre 400 y 1000°C. Se ha descartado su uso ya que tienen un deterioro mayor, pueden suponer un riesgo a la seguridad y son más caros de mantener.
- Temperatura media: Son colectores que alcanzan temperaturas de entre 100 y 400°C, se usan procesos industriales para abaratarlos.

Entre las amplias posibilidades que existen dentro del grupo de los colectores de temperatura media se selecciona un colector de cilindro parabólico, pues satisfará plenamente nuestras necesidades.

En concreto se ha tomado uno con 1,2 metros de ancho (en parábola), y 3 metros de largo, con una distancia focal de 0,3 metros, cada placa.

Alrededor del foco tiene situado en semicírculo 11 tubos de 5 mm de diámetro interior, 6 mm de diámetro exterior y un aislante que cubre parcialmente el tubo colector con un espesor de 4 mm (Fig. 9.6).

Se ha determinado el caudal másico de fluido colector a través de todos los tubos y es de  $0,380 \text{ kg}\cdot\text{s}^{-1}$ .

También se ha calculado la energía solar incidente sobre una placa a partir de la irradiancia efectiva en diciembre,  $128,240 \text{ W}\cdot\text{m}^{-2}$  [44], ésta es  $415,5 \text{ W}$ .

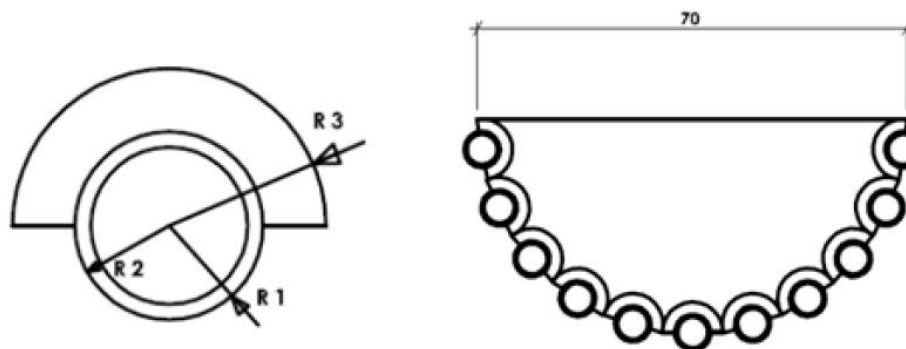


Fig. 9.6 – Perfil del tubo receptor y disposición de los tubos alrededor del foco

Conocida la energía solar incidente sobre la placa, las propiedades físicas del fluido calefactor y el caudal de éste, se determina el incremento de temperatura que habrá en los tubos colectores por cada placa. Se estima, que, por cada 3 metros de tubo, habrá un incremento de temperatura en el fluido colector de  $6^{\circ}\text{C}$ .

Para que, en diciembre, el fluido calefactor alcance la temperatura necesaria para que en el intercambiador de calor se transfiera el calor necesario para elevar la temperatura de la corriente hasta  $60^{\circ}\text{C}$  se necesitarán  $54 \text{ m}^2$  de placas solares parabólicas, un total de 15 con las dimensiones descritas.

Por último, se ha valorado la necesidad de serpentín o encamisado y se ha determinado que no son necesarios pues la pérdida de calor durante la reacción no es muy alta gracias al aislante térmico llevará el tanque de reacción en su superficie.

### 9.5.5 DIMENSIONES DEL BIORREACTOR

Dado que a  $60^{\circ}\text{C}$  la reacción tiene lugar en 200 min y hemos decidido que el reactor sea un biorreactor de membrana continuo, se podrá diseñar suponiendo que es un reactor de tanque agitado. De esta forma, dado el caudal de concentrado de biomasa,  $1,22 \text{ m}^3\cdot\text{h}$ , y el tiempo de reacción se ha determinado el volumen interior del tanque de reacción:  $4,06 \text{ m}^3$ .



Para el diseño mecánico del fermentador se ha seguido el código ASME BPV sección VIII, este será de acero inoxidable para prevenir posible corrosión, tendrá dos fondos Kloppler, diseñado según norma DIN – 28011.

Las dimensiones del fondo se muestran en la Tabla 9.4, de acuerdo a las dimensiones mostradas en la Fig. 9.7.

De [m]	1,51	h2 [m]	0,289
e [m]	0,007	H [m]	0,319
R [m]	1,51	Dd [m]	1,732
r [m]	0,15	Di [m]	1,496
h1 [m]	0,03	V <sub>fondo</sub> [m <sup>3</sup> ]	0,335

Tabla 9.4 - Dimensiones del fondo Kloppler conforme a la norma DIN – 28011

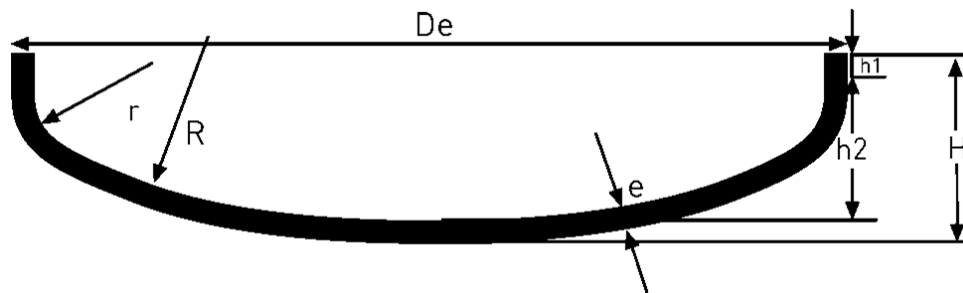


Fig. 9.7 - Dimensiones de un fondo torisférico tipo Kloppler

La elección de un cabezal torisférico se ha hecho porque, principalmente, se han descartado los demás. El fondo plano está limitado a presiones bajas y diámetros pequeños, los elípticos se usan en situaciones en las que se trabaja por encima de 15 bar y el hemisférico es el más fuerte, capaz de soportar grandes presiones, pero es más caro que el torisférico. Como trabajamos a presiones muy por debajo de 10 bar la elección de un fondo torisférico parece la opción más adecuada.

Conocidas las dimensiones de los fondos se han determinado las dimensiones del fermentador (Tabla 9.5).

V <sub>cilindro</sub> [m <sup>3</sup> ]	Volumen del cuerpo cilíndrico	3,388
V <sub>fondo</sub> [m <sup>3</sup> ]	Volumen de un fondo	0,335
V <sub>tot</sub> [m <sup>3</sup> ]	Volumen total del reactor	4,058
D <sub>int</sub> [m]	Diámetro interno	1,510
D <sub>ext</sub> [m]	Diámetro externo	1,524
e [m]	Espesor	0,007
H <sub>cilindro</sub> [m]	Altura cuerpo cilíndrico	1,891
H <sub>fondo</sub> [m]	Altura de un fondo	0,319
H <sub>tot</sub> [m]	Altura total del reactor	2,529

Tabla 9.5 - Dimensiones del biorreactor

Por último, se ha decidido el espesor del aislante en función del ahorro energético que supone. El aislante será lana de roca comercial de 40 mm de espesor y supondrá un ahorro energético de entre 86,57 y 97,29% con respecto a un tanque sin aislar.

Por último, la agitación necesaria es de 121,74 W, para ello se ha elegido un agitador de turbina con una potencia, de al menos, 0,37 kW.

## 9.6 ECUALIZADOR DE FLUJO

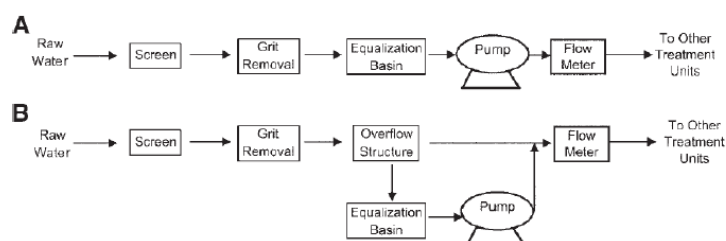
Una estación depuradora de aguas residuales trabaja las 24 horas del día por lo que la corriente de entrada a la planta diseñada en este TFG tendrá un caudal heterogéneo repartido a lo largo del día.

Como solo se opera durante 9 horas al día, en horas diurnas, será necesario un equipo o unidad que almacene el agua depurada y luego la reparta de forma constante al resto de la planta.

Se hace necesario entonces el incorporar al proceso una balsa de ecualización, antes de los HRAPs. Esta balsa recogerá el agua depurada a lo largo del día anterior y lo repartirá en el siguiente de forma constante de esta forma, además de conseguir una operación de 9 horas, se tiene los siguientes beneficios:

- Mejora de la eficiencia del sistema.
- Minimiza el impacto de las variaciones de carga durante la operación en procesos biológicos.
- Se simplifican las operaciones manuales y automatizadas dependientes del caudal.
- El tratamiento de aguas residuales mejora, ya que la DBO puede bajar si dentro del tanque de ecualización si se le añade una buena agitación.

La balsa de ecualización se colocará en línea (Fig. 9.8), de forma que toda el agua que vaya a formar parte del proceso pase por ella.



**Fig. 9.8 - Localización del ecualizador: A) En línea. B) Fuera de línea**

Se ha estimado un volumen para ella de 804 m<sup>3</sup>, correspondiendo con un tiempo de residencia de 10,84 horas.

Para que la introducción del medio no sea muy brusca en los HRAPs, previamente se alcaliniza el medio con NaHCO<sub>3</sub>. El bicarbonato de sodio será dosificado por medio de una tolva unida a un dosificador

tornillo sin fin que añadirá el bicarbonato conforme a demanda de pH, esta demanda se ha estimado que será de  $182,92 \text{ kg} \cdot \text{día}^{-1}$ , y mantendrá el pH del fluido en 8,34.

Para que la concentración de nutrientes esté homogénea y el bicarbonato se disuelva bien es necesaria la instalación de agitación. Se ha estimado que se necesitan 40 kW para agitar toda la balsa.

Se han tomado dos agitadores sumergibles de 22 kW de potencia, cada uno, para agitar el fluido dentro del ecualizador.

## 9.7 NEUTRALIZADOR DE pH

El destino del agua tras el proceso es el de ser reutilizada. Para ello la calidad del agua cumple con los requisitos del R.D. 1620/2007: no se tiene constancia de la presencia de microorganismos que no sean la Spirulina y los sólidos en suspensión están por debajo de  $35 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ , limitándola a una calidad por debajo de la 2.2 con respecto al ANEXO I.A del mencionado Real Decreto.

Por otro lado, las leyes medioambientales exigen que el valor de pH del agua residual se desvíe muy poco de la neutralidad, éstas deben tener un pH de entre 6 y 9, en nuestro caso tenemos un pH de 9,5 unidades, y, por tanto, debe reducirse para cumplir el requisito establecido, pues si el agua no es buena para verter tampoco es buena para ser reutilizada, ya que los valores de pH fuera de ese rango son extremos para la vida del entorno en el que se vierte.

Para solucionar el problema se ha diseñado un reactor de neutralización, que, por medio de una reacción química ácido-base, baja el pH hasta un valor deseado.

Se ha decidido que el sistema de neutralización consista en una balsa en la que se dosifique  $\text{CO}_2$  hasta que se alcance el pH necesario.

### 9.7.1 SELECCIÓN DEL AGENTE NEUTRALIZANTE

Se han valorado distintos reactivos para neutralizar el pH:

- El **ácido sulfúrico** es el reactivo más utilizado para la neutralización de flujos residuales alcalinos, por su coste, competitivo frente a otros agentes neutralizantes, y su fácil manipulación. La desventaja es que su carácter corrosivo exige un cuidado especial en su manipulación y almacenamiento además de que la reacción puede producir precipitados de metales alcalinoterreos.
- El **ácido clorhídrico** destaca por su coste, ligeramente superior al anterior, su alta corrosividad y su efecto fumante, o sea, la formación de gases tóxicos en las reacciones en las que interviene.

- El  $\text{CO}_2$  en contacto con agua forma  $\text{H}_2\text{CO}_3$ , ácido carbónico. Éste reacciona con las sustancias básicas para neutralizar el medio. Su aplicación se hace por medio de un burbujeo a través del líquido básico o se hace fluir a contracorriente por una columna de relleno.

La selección del agente neutralizante depende de factores como su coste, los gastos de transporte, la manipulación en planta, la preparación al uso y el coste de la inversión en los equipos de almacenamiento, seguridad y trabajo.

Se ha valorado la utilización de estos tres compuestos para este proyecto y se ha llegado a la conclusión que el mejor reactivo para neutralizar el agua en nuestro caso será el  $\text{CO}_2$ . Éste es perfecto para aguas alcalinas, pues no es posible que se dé una sobreacidificación, ya que, a pH por debajo del neutro actúa con suavidad y a pH ligeramente ácido se va convirtiendo en una curva progresivamente plana, esto es debido a la capacidad tampón de la especie.

No produce corrosión que ocasionarían los otros neutralizantes por lo que alarga la vida de las instalaciones.

Además, el dióxido de carbono comercial que se usará es obtenido por los proveedores de fuentes naturales o reciclado de gases residuales de la industria tras una purificación. De este modo se reducen las emisiones globales de  $\text{CO}_2$ .

### 9.7.2 MODO DE OPERACIÓN

Para no consumir mucha cantidad de reactivo y cumplir los requisitos de vertidos se decide bajar el pH al agua desde 9,5, como estaba el medio, hasta 8,5, dentro de los límites 6 y 9.

Se hará una reacción de neutralización continua mientras dure la operación global. Gracias al ecualizador de flujo y al control del pH en los HRAPs, el flujo de entrada a la balsa será constante y con el mismo pH, facilitando muchísimo la operación.

A la hora de diseñar un buen sistema de neutralización se debe tener en cuenta otros parámetros como la dureza, la alcalinidad y la capacidad tampón del medio. Esta última puede afectar drásticamente a la cantidad de agente neutralizante que hay que aplicar al sistema, por lo que afecta directamente a los costes y eficiencia de operación.

Para neutralizar aguas en continuo existen distintos métodos:

- Inyección de  $\text{CO}_2$  en tuberías, simulando un reactor de flujo pistón.
- Inyectar  $\text{CO}_2$  en balsas, mediante difusores (tanque gasificado abierto).
- Inyectar en un tanque cerrado a presión, mediante burbujeo.

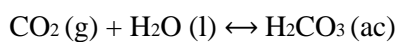
Por su sencillez y economía se decide usar una balsa con difusores de  $\text{CO}_2$ , en el que se el aporte de  $\text{CO}_2$  no será continuo, sino que estará controlado por un lazo de control que mantenga el pH a un valor de alrededor de 8,5, cuando esté más alto se activarán los difusores y mientras que esté más bajo solamente se alimentará el sistema con el agua, que, como ya hemos previsto, tendrá un carácter básico.

Aunque estos reactores se consideran heterogéneos, la reacción química es homogénea, y ocurre en la fase líquida. En estos sistemas, la suposición más importante es que tanto la fase gas como la fase líquida circulan en mezcla perfecta. La velocidad global del proceso está determinada por las velocidades de transferencia de materia en el gas y por la velocidad de la reacción química.

### 9.7.3 QUÍMICA DEL PROCESO

La mayor parte del  $\text{CO}_2$  en soluciones acuosas está en forma de gas disuelto, en disolución solo una pequeña proporción del dióxido de carbono se convierte en ácido carbónico, que es el que actúa como neutralizante. Las disoluciones acuosas de  $\text{CO}_2$  son débilmente ácidas porque sólo reacciona una ínfima parte, el resto se diluye.

La combinación de  $\text{CO}_2$  con agua es un proceso relativamente lento, aunque se ve acelerado con la basicidad del medio en el que reacciona. Sigue la siguiente reacción:



El ácido carbónico, al ser un ácido poliprótico, se disocia por medio de dos etapas en las que pierde un protón cada vez [11]. Como se puede ver en la Fig. 9.9, según el pH, habrá distintas especies que predominarán en el medio.

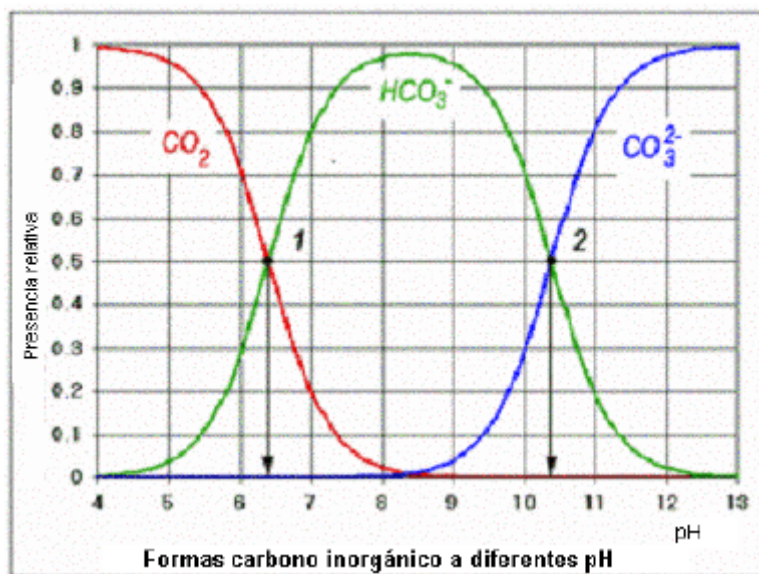


Fig. 9.9 – Especies predominantes de carbonato según el pH del medio

Al trabajar dentro del rango de pH entre 8 y 10 existirán los dos equilibrios, pero al añadir más  $\text{CO}_2$  se formará más  $\text{H}_2\text{CO}_3$ , que acidificará el medio y desplazará el pH hacia la izquierda.

Para estimar la demanda necesaria de  $\text{CO}_2$  para bajar el pH desde 9,5 hasta 8,5 se ha tomado este dato de la empresa Solvocarb. En la Tabla 9.6 se muestran los datos de neutralizar una solución de sosa a distintos pH hasta 8,5.

Se ha tomado el dato de pasar de un pH 10 hasta 8,5, que es  $0,004 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ .

ph	NaOH [kg/m <sup>3</sup> ]	CO <sub>2</sub> [kg/m <sup>3</sup> ]	HCl [kg/m <sup>3</sup> ]	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> [kg/m <sup>3</sup> ]	HNO <sub>3</sub> [kg/m <sup>3</sup> ]
10,0	0,004	0,004	0,012	0,005	0,01
10,5	0,013	0,014	0,038	0,016	0,031
11,0	0,04	0,044	0,12	0,05	0,1
11,5	0,13	0,14	0,38	0,16	0,31
12,0	0,4	0,44	1,22	0,51	0,97
12,5	1,3	1,39	3,84	1,6	3,1
13,0	4,0	4,4	12,2	5,1	9,7
13,5	12,6	13,9	38,4	16,1	30,7
14,0	40	44	122	51	97

**Tabla 9.6 - Demanda de reactivos para neutralizar una solución de NaOH hasta 8,5 [60]**

A partir del dato de la demanda y suponiendo una eficacia del 75% para tener un margen de seguridad se estima una demanda de  $8,08 \text{ kg} \cdot \text{día}^{-1}$ .

Añadiendo  $0,004 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$  de  $\text{CO}_2$  se garantiza la disolución del gas en el agua puesto que la solubilidad del agua a  $20^\circ\text{C}$  es de hasta  $1,7 \text{ kg}$  de  $\text{CO}_2$  por  $\text{m}^3$  de  $\text{H}_2\text{O}$ . Y rara vez la temperatura del agua estará a mayor temperatura que  $20^\circ\text{C}$ , siendo este el peor de los casos para la solubilidad, pues esta es inversamente proporcional a la temperatura.

#### 9.7.4 DIMENSIONES

Se ha dimensionado el tanque de neutralización en función de criterios base para este tipo de sistemas.

Por ejemplo, la profundidad de estas balsas de neutralización suele ser de 1,5 metros y el tiempo de residencia de entre 10 y 20 min. De esta forma está asegurada la transferencia de materia en el sistema.

Se eligen 20 min de tiempo de residencia, y, partiendo de éste y el caudal de entrada ( $168,43 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ ), se ha determinado el volumen y las dimensiones de la balsa (Tabla 9.7).

<b>H [m]</b>	Altura/Profundidad	1,5
<b>L1 [m]</b>	Longitud de un lado	5
<b>L2 [m]</b>	Longitud del otro lado	7,5
<b>V [m<sup>3</sup>]</b>	Volumen de la balsa	56,25
<b>A [m<sup>2</sup>]</b>	Área ocupada	37,5

**Tabla 9.7 – Dimensiones del reactor de neutralización**

Por último, aunque no es necesaria, se decide instalar un sistema de agitación para mejorar aún más la transferencia de materia del CO<sub>2</sub> con el agua.

Se estima que la balsa requerirá 1,86 kW de potencia de agitación.

La forma de dosificar el CO<sub>2</sub> será la misma que la que se decidió para los HRAPs, una parrilla de difusores que inyectarán CO<sub>2</sub> según la necesidad de bajar el pH que haya.

## 9.8 DEPÓSITOS

El proceso va a necesitar varios depósitos para almacenar las materias primas y los productos.

### 9.8.1 DEPÓSITO NaHCO<sub>3</sub>

El bicarbonato de sodio se almacenará en una tolva con el dosificador, este no debe ser almacenado en lotes mayores de 3 toneladas o se podría compactar. La tolva será de acero inoxidable y según la demanda del proceso se requiere que tenga una capacidad para 747,66 kg.

Se ha decidido tomar esta unidad de catálogo y será una tolva, acoplada al tornillo dosificador, de acero inoxidable y 400 L de capacidad.

En concreto será el modelo ZFP 500/DM de la empresa Flow Control and Handling S.A o similar [57].

### 9.8.2 DEPÓSITO DE CO<sub>2</sub>

El CO<sub>2</sub> está presente en dos procesos dentro de la planta:

- La regulación de pH y fuente de carbono en los HRAPs para cultivar microalgas.
- Como regulador de pH en la balsa de neutralización.

Se ha dimensionado un depósito de CO<sub>2</sub> de unas dimensiones suficientes para abastecer la demanda de estos procesos durante, al menos, 3 días. Se ha diseñado, además, considerando el máximo consumo por parte de los dos procesos en los que está implicado.

La demanda total de CO<sub>2</sub> por parte del proceso es de 559,45 kg·día<sup>-1</sup> y, considerando 4 días como tiempo de almacenamiento, se requiere un depósito que admita 2237,80 kg de CO<sub>2</sub>. Una buena opción para almacenar este gas es el de almacenarlo de forma criogénica, en estado líquido y a una presión mayor que la atmosférica, de esta forma ocupará menos espacio.

Se decide tomar un depósito criogénico de la empresa Lapesa, en concreto el modelo LCC 6 V [55], éste tiene una capacidad de 6,1 m<sup>3</sup> y puede almacenar hasta 6400 kg de CO<sub>2</sub>, de forma que satisfará nuestros requisitos.

Está diseñado bajo la homologación de acuerdo con la directiva europea de equipos a presión: 97/23/CE y las normas armonizadas para la directiva EN 13345 y EN 13458. Además, cuenta con equipos de instrumentación y accionadores para el control y cuenta con un evaporador que pasará el CO<sub>2</sub> a estado sólido antes de ser dosificado.

### **9.8.3 DEPÓSITO DEL BIOFERTILIZANTE**

El producto, una vez producido ha de ser almacenado, esto se hará en un depósito de polietileno de alta densidad (PEAD), pues es un material resistente e inocuo utilizado para el almacenamiento de agua potable. De este modo no influirá en la composición del hidrolizado de aminoácidos.

Considerando un tiempo de almacenamiento de tres días se requiere un depósito de 32,92 m<sup>3</sup>.

Se toma de catálogo, en concreto una cisterna horizontal de la empresa Tapipol SL de 35 m<sup>3</sup> de capacidad [56]. Aunque podría ir enterrado se decide instalar en la superficie por recomendación del fabricante.

Estos depósitos son diseñados bajo los estándares de cálculo y construcción de depósitos (British Standar 4994, UNE 53.406/93 y UNE 53.303/91).

## **9.9 FOTOBIORREACTORES DE INÓCULO**

Las unidades principales del proyecto, los fotobiorreactores, requieren de un proceso de puesta en marcha que no es ni rápido ni simple. Este ha sido planificado de forma que en la misma planta haya una serie de HRAPs más pequeños que tendrán la función de arrancar el sistema.

Estos consisten en reactores que van desde escala laboratorio hasta la escala de los reactores diseñados. Cada reactor inoculará al siguiente de forma que en el nuevo haya, al menos, una concentración de 100 mg·L<sup>-1</sup>, este se cultivará el tiempo suficiente para alcanzar la concentración máxima alcanzable y seguidamente inoculará al siguiente reactor. Así hasta inocular los 8 reactores que forman parte de la planta (Fig. 9.10).



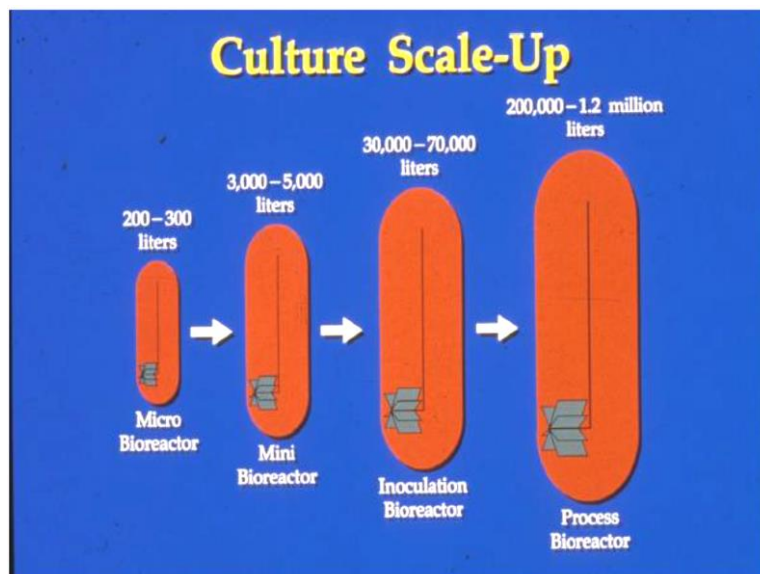


Fig. 9.10 - Esquema de un escalamiento del inóculo en fotobiorreactores

Los HRAPs de inóculo tendrán, al contrario que los que se han diseñado en el Anexo 2 del documento ANEXOS, una geometría simple, es decir, una longitud  $L$  y un ancho de canal  $W$ , correspondiente al radio de la curva. Éstos también contarán con baffles para mejorar el flujo. Los más pequeños, 19L, serán fotobiorreactores de columna pues se podrá obtener una concentración de biomasa mayor.

Cada reactor, trabajando en discontinuo, tardará entre 10 y 15 días en alcanzar la concentración máxima, se toma 14 días por cada etapa como tiempo orientativo.

### 9.9.1 ETAPAS DE INÓCULO

En la Tabla 9.8 se enumeran las distintas etapas de inóculo:

Etapas	$V_1$ [m <sup>3</sup> ]	nº unidades	$V_{tot}$ [m <sup>3</sup> ]	$t$ [días]	$L$ [m]	$W$ [m]
1	0,019	3	0,057	14	-	-
2	0,25	2	0,5	28	2,46	0,154
3	1,25	2	2,5	42	5,51	0,344
4	6	2	12	56	12,07	0,754
5	27,5	2	55	70	25,84	1,615
6	150	2	300	84	60,35	3,772
7	1586,4	1	1586,4	98	-	-
8	1586,4	5	7932	112	-	-
9	1586,4	2	3172,8	126	-	-

Tabla 9.8 – Etapas de inóculo, tiempo acumulado de inoculación y dimensiones de los fotobiorreactores

La primera etapa estará conformada por los fotobiorreactores de columna, donde se alcanza una concentración máxima de  $1 \text{ g} \cdot \text{mL}^{-1}$  en lugar de  $548 \text{ mg} \cdot \text{mL}^{-1}$ , que es la que tendrán el resto de fotobiorreactores de inóculo.

Cada etapa estará en duplicado, es decir, habrá dos reactores del mismo volumen y la mitad del necesario para inocular la siguiente etapa.

Hasta la etapa 6, se cultivarán en fotobiorreactores de inóculo, en la etapa 7 se inocula a un HRAP principal y este se cultivará en discontinuo para, en la etapa 8 inocular otros 5. En la última etapa se inocularán los 2 HRAPs restantes a partir de los HRAPs ya inoculados.

Serán necesarios, por tanto, para poder inocular el sistema:

- 3 fotobiorreactores de columna de 19 L.
- 2 fotobiorreactores del tipo HRAP de 250 L.
- 2 fotobiorreactores del tipo HRAP de 1,25 m<sup>3</sup>.
- 2 fotobiorreactores del tipo HRAP de 6 m<sup>3</sup>.
- 2 fotobiorreactores del tipo HRAP de 27,5 m<sup>3</sup>.
- 2 fotobiorreactores del tipo HRAP de 150 m<sup>3</sup>.

Todos, menos los de columna, tendrán la misma geometría y serán agitados por ruedas de palas de tamaño proporcional al canal.

Cada HRAP irá paralelo a su homólogo de forma que un motor impulse dos ruedas de palas, una para cada reactor, como se ve en la Fig. 9.11. Se estima que serán necesarios 5 motores que aporten una potencia de agitación de 2, 3, 9, 30, 135 W.



**Fig. 9.11 – Dos HRAPs agitados por ruedas de palas impulsadas por un único motor**

El medio, en los fotobiorreactores de columna, será agitado por la misma aireación.

### **9.9.2 ALCALINIZAR LOS INÓCULOS**

La *Spirulina* necesita de un medio alcalino para crecer, para ello antes del inóculo se inyectará una lechada de NaHCO<sub>3</sub> que, además de funcionar como una fuente de carbono para las microalgas,

alcaliniza el pH. Su función anfótera permite que regule el pH del medio cuando la fotosíntesis es muy alta y el pH tiende a subir mucho.

Con el bicarbonato de sodio se consigue subir el pH hasta 8,34, este será suficiente para que la *Spirulina* crezca.

Se estima que para inocular todos los reactores serán necesarios 1097,3 kg de este reactivo. Esta cantidad será repartida proporcionalmente en los distintos reactores de inóculo de forma que se tenga una concentración de  $0,084 \text{ g} \cdot \text{L}^{-1}$  antes de inocular el microorganismo.

El que el medio esté alcalinizado ofrece, además de ser beneficioso para el crecimiento de la *Spirulina* que es una cianobacteria extremófila, cierta protección frente a la contaminación de otros microorganismos.

## 9.10 SISTEMA DE TUBERÍAS, ACCESORIOS Y BOMBAS

### 9.10.1 TUBERÍAS PARA LÍQUIDOS

Se han calculado las pérdidas de carga en las tuberías considerando que el fluido líquido que circula, en todo caso, es agua a  $12^{\circ}\text{C}$ , por tanto, la densidad y la viscosidad serán  $999,7 \text{ kg} \cdot \text{m}^3$  y  $0,001307 \text{ Pa} \cdot \text{s}$ , respectivamente.

Para las líneas de tubería de líquido se elige como material el PVC por sus atractivas características:

- Económico y de alta disponibilidad.
- Alta resistencia química.
- Baja pérdida de carga.
- Alta flexibilidad y elasticidad.
- Ligero y de fácil instalación.

Para las líneas de gases se elige como material el acero al carbono.

Conforme a la distribución de la planta (Plano 1) se ha estimado la longitud (L) y los accesorios necesarios para cada tramo de tubería, también se ha estimado las cotas ( $z_1$  y  $z_2$ ) a partir de un mapa topográfico de la zona. En el Plano 2, un diagrama de flujo, se muestra en detalle el origen y el destino de cada tramo de tubería.

En Tabla 9.9 se muestra los detalles de cada tramo de tubería para líquidos:

Tramo	L [m]	z <sub>1</sub> [m]	z <sub>2</sub> [m]	Accesorios	Descripción	Material
L1	100	69,5	70	3 codos	Desde la EDAR al Ecualizador de Flujo	PVC
L2	250	66,5	69,5	4 codos 90° 7 Ts	Salida del Ecualizador hasta HRAPs	PVC
L2.1- L2.8	2	69,5	70,3	2 codos 90 1 val. comp	Desde el Ecualizador a cada uno de los Fotobiorreactores	PVC
L3.1- L3.8	0,8	70,3	69,5	2 codos 90	Desde cada HRAP hasta la L3	PVC
L3a y L3b	100	69,5	69,5	3 Ts 3 codos 90	Dos tramos (izq. y dcha.) hasta el pozo de bombeo	PVC
L4	220	67	69,5	4 codos 90	Desde el pozo hasta el separador	PVC
L5	3	69,5	69,5	2 codos 90	Del Separador al Neutralizador	PVC
L6	500	68,5	69,5	3 codos 90 1 vál. comp	Del neutralizador al punto de reutilización	PVC
L7	30	70	70	3 codos 90	Del separador al IC	PVC
L8	3	70	70,5	2 codos 90	Del IC al biorreactor	Acero al carbono
L9	36	70	70	2 codo	Del biorreactor al tanque de almacenamiento	Acero al carbono

**Tabla 9.9 – Tramos de tubería, longitud y cotas para los líquidos**

En total hay 22 tramos de tubería, desde L2.1 hasta L2.8 y desde L3.1 hasta L3.8, tenemos tramos prácticamente idénticos, respectivamente, y, del mismo modo, L3a y L3b son dos tramos iguales.

Los accesorios principalmente seleccionados son codos de 90°C, conexiones en T y válvulas de compuerta.

El material elegido es el PVC para la mayoría de los tramos menos para L8 y L9, que se elige acero al carbono porque el fluido que transportarán estará a 60°C y el PVC solo soporta temperaturas de hasta 50°C.

Las tuberías del fluido calefactor de las placas y el intercambiador de calor no la hemos considerado dentro del alcance del proyecto, sin embargo, se estima que serán de acero al carbono, tendrán un diámetro interior de 5 mm y una longitud aproximadamente de 50 m. Es importante que las partes que no forman parte del colector o del intercambiador de calor estén bien aisladas para disminuir las pérdidas de energía.

El diámetro de las tuberías viene normalizado según el material, para las de PVC se ha considerado la norma UNE 1401-1:2009 y la UNE 1452, esta última para aquellas tuberías con un diámetro más pequeño y que podría originar presiones. Para las de acero al carbono se considera la norma UNE-EN 10255:2004+A1:2007.

En el Anexo 9 del documento ANEXOS se han calculado las pérdidas de carga, los diámetros y las velocidades en cada tramo:

Tramo	L [m]	Q [m <sup>3</sup> ·h <sup>-1</sup> ]	DN [mm]	D <sub>int</sub> [mm]	v [m·s <sup>-1</sup> ]	f	h <sub>tub</sub> [m]	h <sub>acc</sub> [m]	h <sub>f</sub> [m]
L1	100	74,167	160	155,4	1,09	0,017	0,637	0,081	0,718
L2	250	197,78	250	242,9	1,19	0,015	1,093	0,630	1,723
L2.1-L2.8	2	24,72	110	106,2	0,78	0,019	0,011	0,033	0,044
L3.1-L3.8	0,8	21,20	110	106,2	0,67	0,020	0,003	0,02	0,024
L3a y L3b	100	84,79	160	155,4	1,24	0,016	0,811	0,385	1,196
L4	220	169,58	250	242,9	1,02	0,015	0,729	0,095	0,823
L5	3	169,58	250	242,9	1,01	0,015	0,010	0,047	0,057
L6	500	168,36	250	242,9	1,078	0,015	1,634	0,070	1,704
L7	30	1,22	21,3	16,1	1,661	0,028	7,363	0,190	7,553
L8	3	1,22	21,3	16,1	1,661	0,028	0,736	0,127	0,863
L9	36	1,22	21,3	16,1	1,661	0,028	8,836	0,127	8,962

Tabla 9.10 – Diámetro, velocidad y pérdidas de carga en líquidos

### 9.10.2 TUBERÍAS PARA GASES

Habrán 9 tramos, donde desde G2.1 hasta G2.8 se han estimado prácticamente iguales, aunque G2.8 es el más largo, puesto que la salida es la que está más lejos del depósito, se harán los cálculos de ésta y se esperará que el resto tenga una pérdida de carga menor.

Tramo	L [m]	P <sub>1</sub> [MPa]	P <sub>2min</sub> [MPa]	Descripción
G1	60	2,4	0,12	Desde el Tanque de CO <sub>2</sub> al Neutralizador
G2.1-G2.8	200	2,4	0,10	Desde el Tanque de CO <sub>2</sub> a cada HRAP

Tabla 9.11 – Descripción de los tramos de tuberías para gases

En la Tabla 9.11 se describen las tuberías para gases, la presión de salida mostrada, P<sub>2min</sub>, se ha estimado según la presión hidráulica que habrá en el punto de salida, tanto en el fondo de los HRAPs como al fondo del reactor de neutralización.

Por ellas fluirá CO<sub>2</sub> y serán de acero al carbono, diseñándose según norma UNE-EN 10255:2004+A1:2007.

En la Tabla 9.12 se muestra los diámetros y las pérdidas de carga calculadas en el Anexo 9. La pérdida de presión ha sido calculada según la norma UNE 60670-10:2014.

Tramo	L [m]	P <sub>1</sub> [bar]	Q [m <sup>3</sup> ·h <sup>-1</sup> ]	DN [mm]	D <sub>int</sub> [mm]	v [m·s <sup>-1</sup> ]	P <sub>2</sub> [bar]
G1	60	24	0,90	10,2	8,2	2,57	23,998
G2.1-G2.8	200	24	61,26	33,7	30,5	12,662	23,984

Tabla 9.12 – Diámetro, velocidad y pérdida de carga en los tramos de tubería para gases

Se observa que la pérdida de carga es despreciable, por lo que no necesitará compresores o algún tipo de impulsor de gases.

### 9.10.3 BOMBAS

Se decide, tras una valoración, que la impulsión se lleve a cabo mediante bombas centrífugas por su versatilidad, bajo coste y fácil diseño, operación y manipulación. Además, este tipo de bombas operan a una gran velocidad y con un caudal estacionario en un rango muy alto. Los costes de mantenimiento son menores que para cualquier otro tipo de bomba y operan con facilidad con líquidos que contienen altas proporciones de sólidos en suspensión. Por último, tienen resistencia a ambientes desfavorables por lo que pueden ser colocadas a la intemperie sin estropearse.

En el Anexo 9 se han hecho los cálculos de potencia útil que necesitan las bombas. En la Tabla 9.13 se muestran los resultados:

	B1	B2	B3	B4
¿Dónde?	Ecualizador	Pozo de Bombeo	Neutralizador	Tramo L9
$Q_v [m^3 \cdot s^{-1}]$	0,055	0,047	0,047	0,00034
$P_1 [Pa]$	101325	101325	101325	101325
$P_2 [Pa]$	101325	101325	101325	101325
$v_1 [m \cdot s^{-1}]$	0	0	0	0
$v_2 [m \cdot s^{-1}]$	1,258	1,079	1,071	1,661
$z_1 [m]$	66,5	67,5	68,5	70
$z_2 [m]$	70,3	69,5	69,5	70
$h_f [m]$	2,064	0,975	2,027	8,899
$h_A [m]$	5,944	3,034	3,085	9,039
$P [kW]$	3,77	1,65	1,66	0,03

Tabla 9.13 – Datos de altura útil y potencia requerida para las bombas

Los cálculos aquí realizados se han hecho considerando un rendimiento de la bomba del 85%.

Las zonas de bombeo B1, B2 y B3 consistirán en bombas sumergidas, se decide que haya tres bombas de la mitad de la potencia calculada en cada zona, de modo que, haya dos bombas actuando y una en reserva.

Por otro lado, la zona B4, serán una bomba centrífuga de poca potencia que impulsará el producto desde el fermentador hasta el tanque de almacenamiento.

### 9.10.4 POZO DE BOMBEO

La planta requiere un pozo de bombeo que, consiste, en un depósito en que recibirá la corriente que viene de los HRAPs e impulsará, mediante las bombas centrífugas, el caudal hasta el separador sólido-líquido.

Se ha dimensionado considerando un tiempo de residencia de 30 min, con sección rectangular y de hormigón, aunque se podría poner un recubrimiento plástico.

Los cálculos se han hecho considerando el número de arranques y el caudal que impulsarán las bombas. Los resultados se muestran en la Tabla 9.14:

$L_1$ [m]	3
$L_2$ [m]	4
$H$ [m]	3
$S$ [m <sup>2</sup> ]	12
$V$ [m <sup>3</sup> ]	36

Tabla 9.14 – Dimensiones del pozo de bombeo

Tendrá una altura de 3 metros para que no existan problemas con las bombas.

Ésta será la unidad más alejada del resto de equipos pues, remitiéndonos al Plano 1, se observa que se encuentra en paralelo a los desagües de los HRAPs, de esta forma se minimiza la longitud de los tramos L3a y L3b.

## 9.11 SISTEMA DE CONTROL

A pesar de trabajar con un sistema abierto, los HRAPs permiten, como ya hemos comentado, cierto control sobre las variables del sistema, en concreto sobre el pH del medio. Éste será controlado por la difusión de CO<sub>2</sub>. Además de los HRAPs habrá control sobre el resto de operaciones en la planta. El control se hará mediante un autómata programable cuya programación no ha sido alcance de este proyecto, sin embargo, se han descrito la forma en que responderán los actuadores frente a la desviación de los valores de consigna.

### 9.11.1 CONTROL EN HRAPS

El pH del cultivo dependerá principalmente de:

- El aporte de CO<sub>2</sub> como nutriente, que forma ácido carbónico y baja el pH.
- La fotosíntesis realizada por las microalgas en presencia de radiación solar y que, al consumir CO<sub>2</sub> y producir oxígeno, aumenta el pH como consecuencia.

La dosificación de CO<sub>2</sub> como acción reguladora tiene dos objetivos: en primer lugar, se produce una acidificación del medio de cultivo recuperando la capacidad del tampón y llevando el pH al punto óptimo de equilibrio para la microalga, y en segundo lugar proporciona una fuente de carbono inorgánico indispensable para el crecimiento.

El sistema de control consistirá en un pH-metro colocado dentro del medio de cultivo que medirá el pH del medio y mandará una señal a la válvula de CO<sub>2</sub>, si el valor está por debajo del valor de consigna, 9,5, ésta se abrirá lo suficiente y el tiempo necesario para alcanzar este valor de nuevo.

También dispondrán de controladores de turbidez.



La turbidez del cultivo es directamente proporcional a la concentración de microorganismo, aquellos sistemas con mayor turbidez se les proporcionará un caudal mayor de alimentación, esto se consigue accionando las válvulas de entrada, que se abrirán más o menos según la demanda.

#### **9.11.2 CONTROL ECUALIZADOR DE FLUJO**

Habrà un sensor de pH dentro del tanque de ecualización enlazado al dosificador de bicarbonato, se dosificarà  $\text{NaHCO}_3$  hasta que se alcance el pH establecido como punto de consigna, 8,3. Esta dosificación vendrà en función del caudal de entrada y, sobre todo, del pH en el interior de la balsa.

Para evitar que desborde se instalarà un controlador de nivel en la balsa y otro de caudal a la entrada, que adaptará el caudal de salida en función del nivel que tenga el tanque y del caudal medio diario que haya tenido los últimos días.

#### **9.11.3 CONTROL REACTOR DE NEUTRALIZACIÓN**

Se hará un control del pH en el interior de la balsa y se corregirá controlando la válvula que permite la difusión de  $\text{CO}_2$  en el tanque de neutralización, hasta alcanzar el valor de consigna, 8,5.

Si el valor de pH estuviera por encima del establecido la válvula de  $\text{CO}_2$  se abriría, y si además estuviera por encima de 9 la válvula de salida se debería cerrar hasta estar por debajo de ese valor, pues a un pH superior a ese no se puede verter agua bajo ningún concepto.

Además, dispondrá de un controlador de nivel que accionará la bomba que impulsa el caudal de salida en función del nivel en la balsa.

#### **9.11.4 CONTROL FERMENTADOR**

Debemos controlar el proceso de la hidrólisis enzimática llevando una indicación del pH, que debe mantenerse en 9,5, de la temperatura, que debe estar a  $60^\circ\text{C}$ , y un control de nivel para asegurar que la reacción se está desarrollando de forma adecuada.

El controlador de temperatura actuará sobre el caudal de fluido térmico que pasa por los tubos del intercambiador, de forma que se obtenga la temperatura deseada para la reacción a la salida de éste.

El controlador de nivel regulará el caudal que sale del tanque, en función del caudal que ha entrado, de forma que el nivel dentro del tanque se mantenga constante.

#### **9.11.5 CONTROL POZO DE BOMBEO**

El pozo de bombeo requiere de un controlador de nivel que definirá el caudal bombeado hacia el separador.



### 9.11.6 CONTROL DEPÓSITOS

En los depósitos será necesario tener un registro del nivel que hay en él para estimar el abastecimiento de materias primas. En el caso del depósito de hidrolizado habrá una alarma de nivel para que sea vaciado antes de que rebose.

El depósito de CO<sub>2</sub> viene equipado con sus propios controladores y sus correspondientes accionadores, según el catálogo.

### 9.11.7 CONTROL EN EL SEPARADOR

El microtamiz, al ser elegido de catálogo, cuenta con sus propios controladores y accionadores, de forma que la separación obtenida sea siempre la deseada.

### 9.11.8 SENSORES Y ACTUADORES NECESARIOS

En la Tabla 9.15 se muestra los sensores y actuadores que necesita la planta para llevar un control adecuado:

Equipamiento	Unidades
Sensor transmisor de pH	10
Sensor indicador de pH	1
Sensor transmisor de nivel	6
Sensor transmisor de flujo	1
Sensor transmisor de turbidez	8
Sensor transmisor de temperatura	1
Alarma de nivel alto	1
Alarma de nivel bajo	2
Indicador y controlador de temperatura	1
Indicador y controlador de caudal	13
Indicador y controlador de pH	10
Controlador lógico programable	1
<b>Actuadores</b>	
Bombas	4
Válvulas automáticas	17

Tabla 9.15 – Número de sensores y actuadores necesarios

En el Plano 3 se puede ver dónde están colocados los sensores y cómo actúan los controladores.

## 9.12 DISTRIBUCIÓN DE LA PLANTA

La distribución en planta implica la ordenación de espacios necesarios para movimiento de material, almacenamiento, equipos o líneas de producción, equipos industriales, administración, servicios para el personal, etc. Para ello, se ha tenido en cuenta, entre otros principios, el principio de la mínima distancia recorrida, el máximo aprovechado del espacio disponible y criterios de seguridad y comodidad para los trabajadores. De este modo se obtiene la distribución más económica y eficiente.

Se aplica el método SLP, Systematic Layout Planning (Planificación sistemática de la distribución en la planta), ya que es un método sencillo y sistemático para planificar la distribución de cualquier tipo de edificación. Se divide en 4 fases: Localización, organización general completa, preparación al detalle y, finalmente, instalación.

En el Plano 1, se puede ver la distribución completa, mientras que en la Fig. 9.12 se muestra la localización prevista para la planta proyectada.

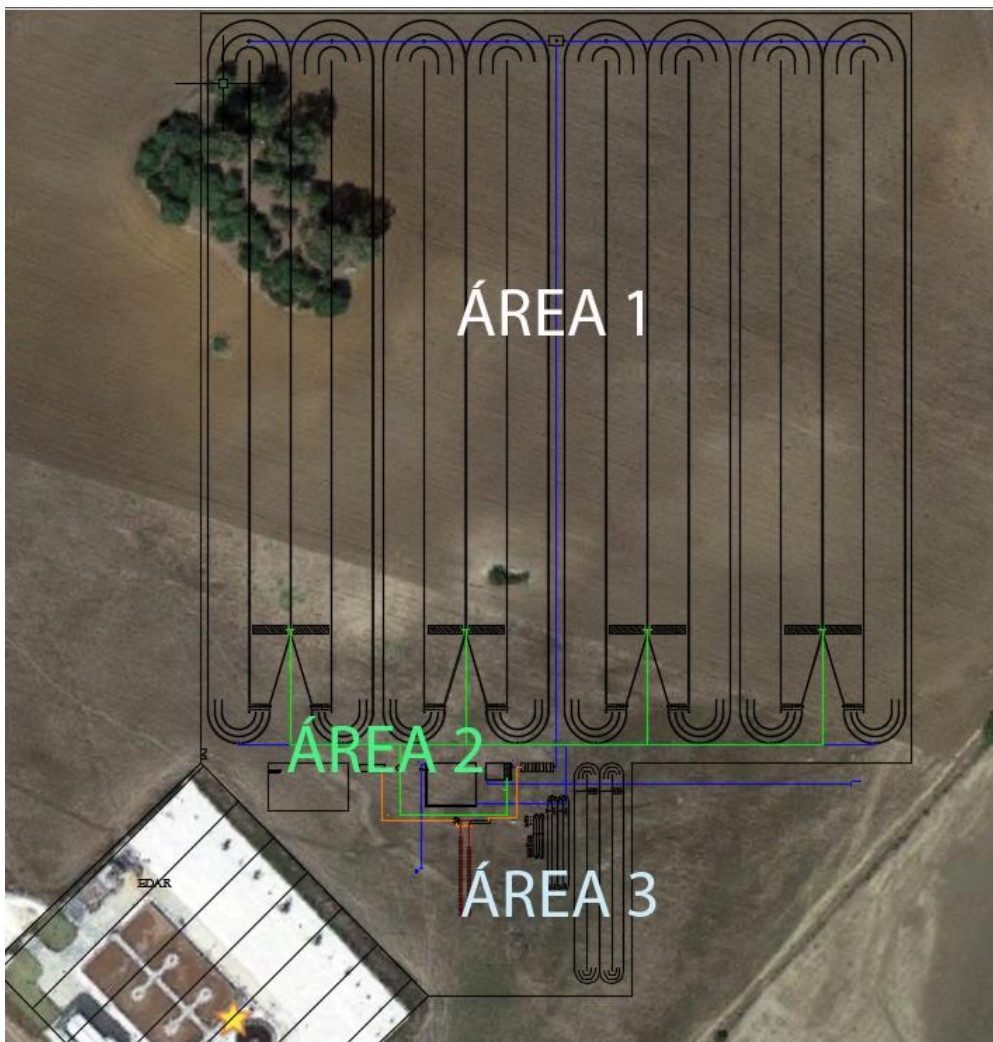


Fig. 9.12 - Área ocupada por las unidades dimensionadas en este proyecto en el espacio previsto para su ejecución

Se distinguen tres zonas diferenciadas:

- Área 1: Corresponde con los HRAPs donde se cultivará la biomasa, es el área más extensa y contiene también el pozo de bombeo.
- Área 2: Corresponde con los tratamientos previos y posteriores del agua y la biomasa, junto con los depósitos y el edificio.
- Área 3: Es la zona ocupada por los fotobiorreactores de inóculo y los colectores solares.

La orientación norte-sur se ha elegido atendiendo a los vientos más frecuentes, de forma que se minimice el efecto del fetch, o sea, un fenómeno producido por el viento en grandes masas de agua que origina oleaje. Orientando los HRAPs en perpendicular a los vientos de levante y poniente (oeste-este), se previene este efecto.

Se ha colocado los motores y las ruedas de paletas en el lado más cercano al resto de equipos para facilitar las labores de mantenimiento.

Existe separación de 3 metros entre cada dos HRAPs, para poder acceder a todas las zonas con coche, y el camino central tiene una separación de 5 metros para que el acceso al pozo de bombeo no suponga problemas.

## 9.13 VIABILIDAD ECONÓMICA

En el documento PRESUPUESTOS se ha hecho una evaluación económica del proyecto y se ha determinado, dada la inversión inicial, los costes totales de producción y los beneficios derivados del abastecimiento de agua regenerada y la venta de biofertilizante de aminoácidos, que el proceso es viable económicamente.

Es más, se ha evaluado para un precio de venta unitario de  $2,5\text{€}\cdot\text{L}^{-1}$  de hidrolizado, cuando en el mercado los más baratos se encuentran por  $5\text{€}\cdot\text{L}^{-1}$ , y se tiene una tasa interna de retorno (TIR) del 20% y un plazo de recuperación de 4 años y 2 meses aproximadamente.

Por lo que se tiene un proceso no solo viable, sino que además bastante rentable.

## 10 PLANIFICACIÓN

A la hora de preparar los documentos pertenecientes a este proyecto se ha seguido una planificación preparada de antemano. La planificación seguida se muestra en la Fig. 10.1:

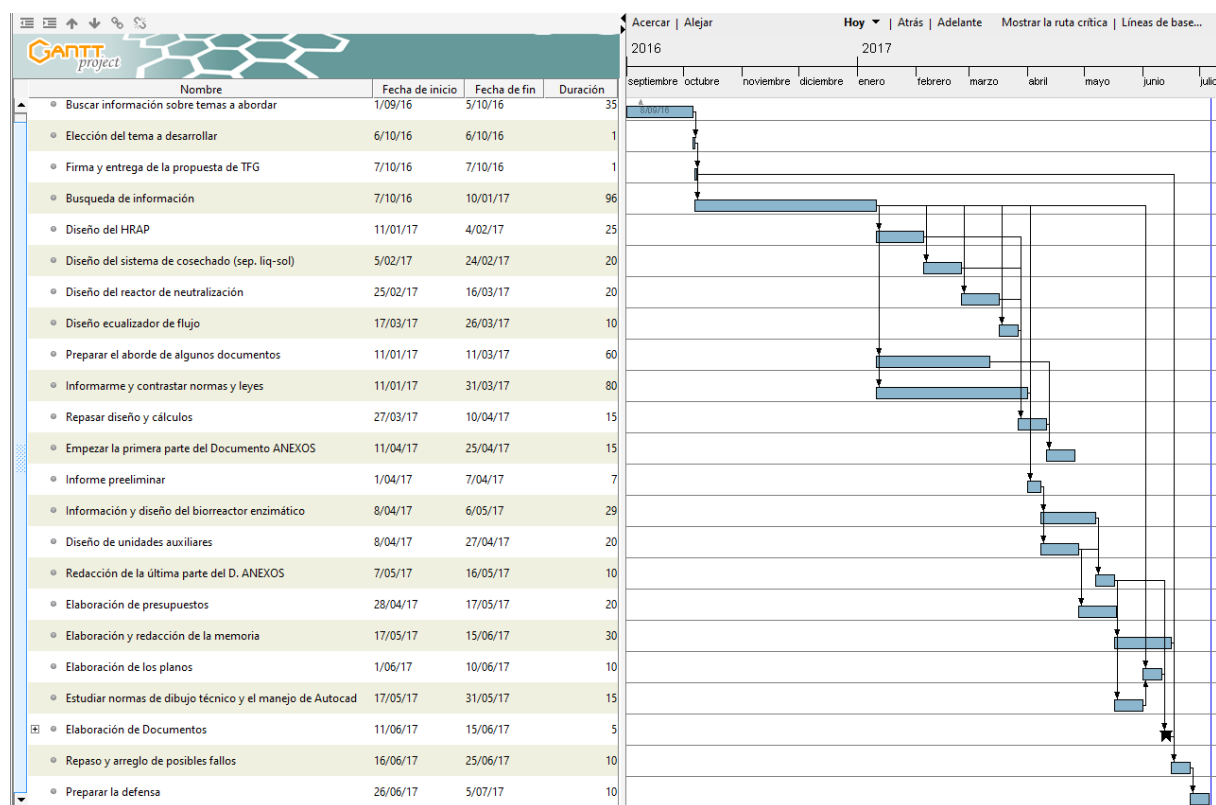


Fig. 10.1 – Planificación seguida a la hora de elaborar el proyecto

Por otro lado, en el caso de que se ejecute el proyecto se ha estimado la posible planificación que se llevará a cabo (Fig. 10.2). La elaboración del proyecto, estos documentos, ha llevado 277 días, como se contempla en el diagrama. Ignorando este periodo, la ejecución del proyecto se estima que será de 295 días, 126 de los cuales se invertirán en inocular los fotobiorreactores.

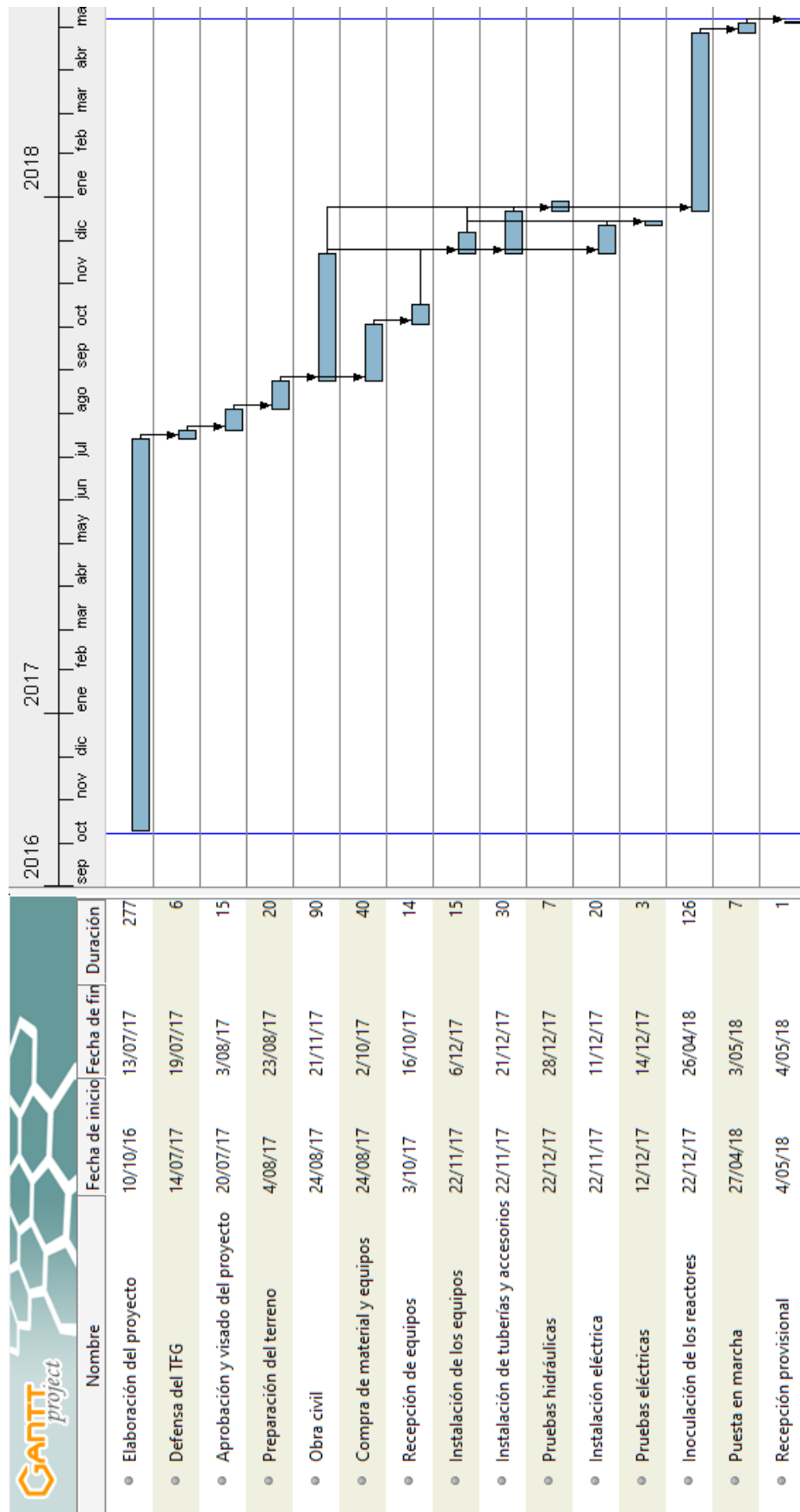


Fig. 10.2 – Planificación de la ejecución del proyecto

# **DOCUMENTO II:**

## **ANEXOS**

## ÍNDICE - ANEXOS

<b>ANEXO 1: DATOS DE PARTIDA .....</b>	<b>4</b>
1.1 ESTUDIO DEMOGRÁFICO .....	4
1.2 CAUDAL DE DISEÑO .....	7
1.3 COMPOSICIÓN DE LA CORRIENTE DE ENTRADA.....	9
1.4 FACTORES QUE AFECTAN AL CRECIMIENTO .....	10
1.5 CONDICIONES DE OPERACIÓN .....	18
<b>ANEXO 2: FOTOBIORREACTOR .....</b>	<b>20</b>
2.1 SELECCIÓN DEL SISTEMA DE CULTIVO .....	20
2.2 DISEÑO DEL HRAP .....	24
2.3 SISTEMA DE AGITACIÓN.....	35
2.4 BALANCE DE MATERIA AL HRAP.....	41
<b>ANEXO 3: ECUALIZADOR DE FLUJO .....</b>	<b>51</b>
3.1 DIMENSIONADO DE LA Balsa .....	53
3.2 AUMENTO DEL PH.....	56
3.3 AGITACIÓN Y MEZCLA .....	59
<b>ANEXO 4: COSECHADO BIOMASA.....</b>	<b>60</b>
4.1 MÉTODOS DE COSECHADO .....	60
4.2 MÉTODO DE SEPARACIÓN ELEGIDO .....	63
4.3 DISEÑO DE LA UNIDAD DE SEPARACIÓN .....	64
4.4 BALANCE DE MATERIA .....	66
<b>ANEXO 5: NEUTRALIZADOR DE PH.....</b>	<b>68</b>
5.1 INTRODUCCIÓN .....	68
5.2 SELECCIÓN DEL AGENTE NEUTRALIZANTE .....	69
5.3 MODO DE OPERACIÓN.....	71
5.4 DISEÑO DEL REACTOR DE NEUTRALIZACIÓN .....	73
<b>ANEXO 6: HIDRÓLISIS ENZIMÁTICA .....</b>	<b>78</b>
6.1 INTRODUCCIÓN .....	78
6.2 DATOS DE PARTIDA.....	84
6.3 TEMPERATURA DE REACCIÓN.....	89
6.4 DISEÑO DEL BIORREACTOR.....	97
6.5 INTERCAMBIO DE CALOR .....	104
6.6 AGITACIÓN.....	108

<b>ANEXO 7: DEPÓSITOS .....</b>	<b>109</b>
7.1 ALMACENAMIENTO DE CO <sub>2</sub> .....	109
7.2 ALMACENAMIENTO DE NaHCO <sub>3</sub> .....	111
7.3 ALMACENAMIENTO DEL BIOFERTILIZANTE.....	112
<b>ANEXO 8: PUESTA EN MARCHA .....</b>	<b>114</b>
8.1 INÓCULO .....	114
<b>ANEXO 9: ESTUDIO HIDRÁULICO .....</b>	<b>120</b>
9.1 DISEÑO DE TUBERIAS .....	120
9.2 DISEÑO DE BOMBAS .....	128
9.3 DISEÑO DEL POZO DE BOMBEO .....	130
<b>ANEXO 10: SISTEMA DE CONTROL.....</b>	<b>133</b>
10.1 INTRODUCCIÓN .....	133
10.2 TEORÍA .....	134
10.3 CONTROL EN LOS EQUIPOS.....	137
10.4 INSTRUMENTACIÓN .....	140
<b>ANEXO 11: DISTRIBUCIÓN .....</b>	<b>141</b>
11.1 INTRODUCCIÓN .....	141
11.2 DISTRIBUCIÓN EN LA PLANTA .....	145
<b>ANEXO 12: BIBLIOGRAFÍA .....</b>	<b>147</b>



# ANEXO 1: DATOS DE PARTIDA

## 1.1 ESTUDIO DEMOGRÁFICO

Como punto de partida, en este proyecto, se empezará estimando el caudal de aguas residuales que se tratará en la EDAR de la localidad de Medina Sidonia dentro de 20 años. Y usaremos este caudal como caudal de diseño todas las unidades que requiere el proceso.

Para ello debemos hacer un estudio demográfico y estimar la población que habrá allá por el año 2037, conociendo el caudal medio diario por habitante podremos estimar también el caudal que se tratará ese año. Se tomará el caudal calculado en este apartado como caudal de diseño del proyecto entero.

La composición de nuestra corriente de entrada será la correspondiente a la composición de salida tras el tratamiento secundario llevado a cabo en esa misma EDAR.

El objetivo de este estudio demográfico es el de estimar el posible crecimiento de población y anticipar el dimensionamiento que requerirá el proyecto con vistas al futuro, ya que a partir del dato de número de habitantes podremos determinar el caudal de diseño con el que se trabajará. Se ha considerado el año 2037 como año horizonte, 20 años a partir de la proyección.

Partiendo de los datos de censo (desde el año 2000 hasta el año 2016), tomados del Instituto Nacional de Estadística (Fig. 1.1) se estima, mediante un modelo geométrico y otro lineal, el número de habitantes que habrá en el año horizonte.

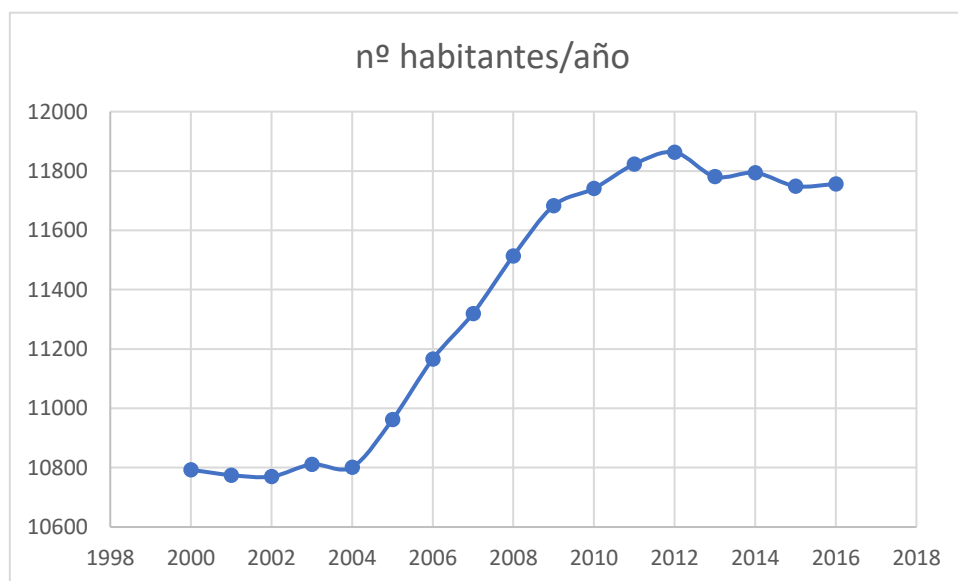


Fig. 1.1 – Número de habitantes por año en la población de Medina [43]

El modelo geométrico supone la misma tasa de crecimiento de población para iguales periodos de tiempo. Y se apoya en la Ec.1.

$$P = P_2 \cdot \left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{\frac{t-t_2}{t_2-t_1}} \quad \text{Ec.1}$$

Siendo, en este caso las variables:

- P: número de habitantes año 2037.
- P1: número de habitantes año 2000, 10793.
- P2: número de habitantes año 2016, 11756.
- t: año 2037.
- t1: año 2000.
- t2: año 2016.

Resolviendo:

$$P = 11756 \cdot \left(\frac{11756}{10793}\right)^{\frac{2037-2016}{2016-2000}} = 13152 \text{ habitantes}$$

También se puede estimar el número de habitantes por otros métodos, en este caso se aplica un método lineal para estimar la población horizonte, consiste en calcular la tasa de crecimiento demográfico media año a año, determinar una tasa de crecimiento media y finalmente con este dato considerar un crecimiento lineal de la población, Los resultados de la tasa de crecimiento año a año se muestran en la Tabla 1.1:

Año	nº Habitantes	Tasa de crecimiento
2000	10793	
2001	10775	-0,167%
2002	10770	-0,046%
2003	10811	0,381%
2004	10802	-0,083%
2005	10962	1,481%
2006	11166	1,861%
2007	11320	1,379%
2008	11514	1,714%
2009	11683	1,468%
2010	11741	0,496%
2011	11823	0,698%
2012	11863	0,338%
2013	11781	-0,691%
2014	11794	0,110%
2015	11749	-0,382%
2016	11756	0,060%
	<b>MEDIA</b>	<b>0,539%</b>

Tabla 1.1 – Número de habitantes/año y tasa de crecimiento demográfico anual

Usamos la Ec.2 para calcular la tasa de crecimiento demográfico ( $\tau$ ):

$$\tau = \frac{P_{i+1} - P_i}{P_i} \cdot 100 \quad \text{Ec.2}$$

Al final, se ha calculado el valor medio de tasa de crecimiento, siendo éste 0,539%.

Por último, para calcular el crecimiento lineal de la población se recurre a la Ec.3, obtenida por métodos de series.

$$P = P_2 \cdot (1 + \tau)^{t-t_2} \quad \text{Ec.3}$$

Resolviendo se estima el número de habitantes:

$$P = 11756 \cdot (1 + 0.00539)^{2037-2016} = 13160 \text{ habitantes}$$

No difiere mucho del valor obtenido por el otro método. Consideraremos este último dato para el cálculo del caudal por ser mayor, y así tener mayor margen de seguridad ante la posible incertidumbre de los datos.

## 1.2 CAUDAL DE DISEÑO

Actualmente, en la depuradora de la localidad de Medina Sidonia trataron de media alrededor de 1893 metros cúbicos diarios de agua residual en 2016, de acuerdo a los datos de MedinaGlobal, la empresa encargada del sistema de aguas y gestión del medio ambiente en la localidad. En la Tabla 1.2 se adjuntan los datos de caudal medio diario en 2016 mes a mes.

Mes	$Q_{\text{Entrada}} [\text{m}^3 \cdot \text{día}^{-1}]$	$Q_{\text{SALIDA}} [\text{m}^3 \cdot \text{día}^{-1}]$
ENE	1842,8	1562,6
FEB	2149,9	1844,6
MAR	2012,0	1649,5
ABR	2144,9	1487,5
MAY	2627,6	1918,0
JUN	1821,9	1561,1
JUL	1763,7	1637,0
AGO	1481,5	1348,5
SEP	1432,6	1283,8
OCT	1781,1	1545,3
NOV	1800,1	1483,0
DIC	1859,0	1556,2
MEDIA	1893,1	1573,1

Tabla 1.2- Caudales diarios medios tratados en la EDAR de Medina Sidonia durante 2016 [45]

Nos interesa conocer el caudal de salida que se tratará en 2037, para ello debemos hacer una estimación del caudal de agua que corresponde a cada habitante y extrapolarlo a los habitantes que habrá en el futuro.

A partir del caudal medio y el número de habitantes actuales, calculamos la dotación por habitante mediante la Ec.4.

$$\text{Dotación por habitante} = \frac{Q_m}{P} \quad \text{Ec.4}$$

Resolviendo tenemos:

$$\text{Dotación por habitante} = \frac{1893,1}{11756} = 161,03 \text{ L} \cdot \text{día}^{-1} \cdot \text{hab}^{-1}$$

Multiplicando este valor por el número de habitantes estimados en el tiempo marcado como horizonte tendremos el caudal aproximado:

$$Q_{E(2037)} = \frac{161,03 \cdot 13160}{1000} = 2119,18 \text{ m}^3 \cdot \text{día}^{-1}$$

Como ya hemos comentado, la planta que se va a diseñar se basará en el caudal de salida, para calcularlo tomaremos el caudal de entrada en 2037 y lo multiplicaremos por el valor medio de la relación de caudales, a partir de los datos de la Tabla 1.2 la relación de caudales se puede obtener dividiendo el caudal de salida entre el de entrada, tomaremos el valor promedio: 0,839.

De esta forma se tiene un caudal de salida medio de  $1778,21 \text{ m}^3 \cdot \text{día}^{-1}$ .

Estimado ese caudal de salida en el futuro se decide tomar como caudal de diseño de la planta un caudal de  $1780 \text{ m}^3 \cdot \text{día}^{-1}$ .

A la hora de la elección de las unidades que se ha diseñado en el proyecto se ha tenido en cuenta que el caudal de aguas residuales no es uniforme a lo largo del día, siendo este irregular y con un valor punta sobre las 8 de la mañana y mínimo por la madrugada. La medida que se toma es la instalación de un homogeneizador de flujo (ANEXO 3:) de forma que el caudal de agua depurada que se le suministre al biorreactor, y por tanto a la planta entera, sea uniforme. El homogeneizador de caudal será una balsa situada en la línea de agua que une el efluente de la EDAR y el conjunto de fotobiorreactores, las primeras unidades del proceso.

### 1.3 COMPOSICIÓN DE LA CORRIENTE DE ENTRADA

La corriente de entrada de la planta será, como ya hemos comentado, la corriente de salida de una EDAR tras un tratamiento secundario. Estas corrientes tienen unas características variables de composición de nitrógeno, DQO u otros parámetros, sin embargo, tomaremos valores medios obtenidos en bibliografía [2]. Conocer la composición exacta del agua residual es fundamental para el diseño adecuado del sistema, especialmente para determinar los nutrientes adicionales que sería necesario añadir al medio.

Es muy importante conocer la concentración de nitrógeno y fósforo a la entrada pues son factores fundamentales para el crecimiento de las microalgas, además de que deben verse reducidos hasta valores por debajo del mínimo admitido por la normativa para la reutilización de aguas, el *R.D. 1620/2007*.

Estos parámetros se verán reducidos tras el tratamiento con microalgas. En la Tabla 1.3 se muestra la concentración de los parámetros más destacados en la corriente.

	DBO <sub>5</sub>	DQO	SST	TN	TP
<b>Concentración [mg/L]</b>	25	125	35	30	3

Tabla 1.3 – Composición de la corriente de entrada [2]

Tras el paso por el conjunto de fotobiorreactores y antes de ser mandada a reutilizar se deben volver a calcular estos parámetros en el agua para ver el porcentaje de reducción de éstos.

Además de estos componentes mencionados, las aguas residuales también poseen, aunque en menor proporción, metales pesados como el hierro y el manganeso que son fundamentales para el crecimiento del microorganismo que estamos cultivando. Con este tratamiento conseguimos reducir la carga de metales pesados en el agua residual tanto por biofijación como por adsorción física o precipitación. Los metales retirados por las microalgas son otro factor contaminante de las aguas, al reducirlo estamos mejorando la calidad del agua depurada.

Los posibles microorganismos patógenos que se encuentren en el agua se verán reducidos prácticamente en su totalidad mediante la acción del alto pH y la exposición a la luz UV.

## 1.4 FACTORES QUE AFECTAN AL CRECIMIENTO

Antes de meternos de lleno en lo que es el diseño y dimensionamiento del fotobiorreactor debemos tener presente qué factores serán los que más influyen en la cinética de crecimiento del microorganismo, ya que de ésta depende no solo todo el diseño, sino que también la ubicación del proyecto y las horas de operación en la planta.

Entre los grandes beneficios del uso de especies algales para el tratamiento de aguas residuales se incluye la gran capacidad de retirada de nutrientes, la alta tasa de crecimiento y la habilidad de adaptarse a una amplia variedad de condiciones de luz y temperatura.

Sin embargo, las condiciones óptimas de crecimiento no son fáciles de caracterizar puesto que cada especie y subespecie de microalga presentan unas características propias.

El crecimiento de las microalgas, y con ello la productividad de la biomasa en el HRAP, se ve afectado por diversos factores [3]: Ambientales, de operación y biológicos.

Debemos tener en cuenta a la hora del diseño todos estos factores de forma que minimicemos, en la medida de lo posible, aquellos factores que puedan afectar negativamente a la productividad y, del mismo modo, maximizar los factores que afecten positivamente.

### 1.4.1 FACTORES AMBIENTALES

#### **LUZ**

La disponibilidad de luz es el principal factor limitante en los cultivos de microalgas, ya que el resto de nutrientes y el CO<sub>2</sub> pueden ser aportados en exceso. Es muy difícil de definir como un único parámetro ya que depende de múltiples variables, además que hay que tener en cuenta la intensidad, la longitud de onda y el fotoperiodo.

La actividad fotosintética sólo se desarrolla a longitudes de onda entre 400-700 nanómetros, que viene a ser un 40% de la radiación total de la luz solar, sin embargo, solo se consigue aprovechar entre un 1 y un 4% de ésta para producir biomasa. La productividad de la biomasa se puede mejorar aumentando la disponibilidad de luz del medio.

El crecimiento de los microorganismos fotosintéticos es proporcional a la intensidad de luz recibida, además, se ha demostrado que tanto la intensidad como el fotoperiodo afectan a la composición de la biomasa, por ejemplo, en un estudio con algas sometidas a una alta intensidad se ha observado que han producido una mayor cantidad de ácidos grasos monosaturados.

Todo esto induce a pensar que a mayor intensidad de luz mejor será la productividad, pero no es así debido a que existe un fenómeno llamado fotoinhibición, el cual es aconsejable tener presente (Fig. 1.2).

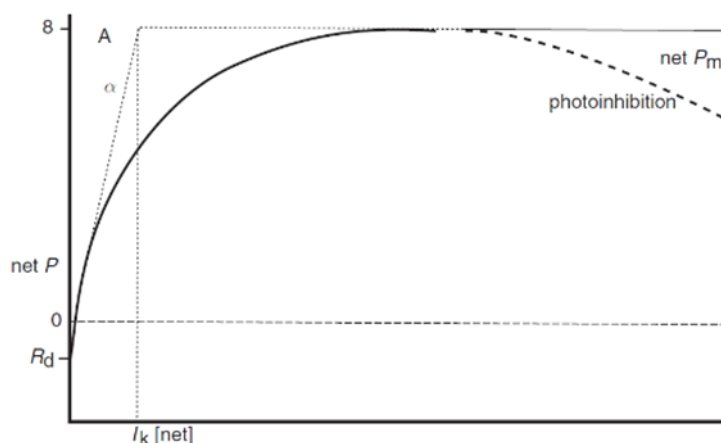


Fig. 1.2 – Relación de la actividad fotosintética (P) frente a la irradiancia (I) [5]

Se da con altas intensidades de luz y consiste en que el apartado fotosintético recibe más fotones de los que consume para la reacción fotosintética, esto lleva a una sobreproducción de oxígeno que, además de inhibir la fotosíntesis, puede dañar la membrana de la célula, traduciéndose todo esto en una menor productividad.

La producción de biomasa al aire libre está condicionada generalmente por la luz recibida como factor limitante, las microalgas deben adecuarse a los cambios en la biomasa a lo largo del día debido a que las concentraciones óptimas de biomasa son diferentes para diferentes niveles de irradiación solar. Las microalgas se adaptan a los cambios de luz variando el contenido de clorofila de sus células.

En sistemas de tipo HRAP la concentración de biomasa está directamente relacionada con la disponibilidad de luz, a mayor concentración menor es la penetración de la luz, por ello se establecen normalmente profundidades de 30 cm y un mezclado adecuado, para favorecer el acceso a la luz a todo el cultivo por igual.

## **TEMPERATURA**

La temperatura del medio es un factor crucial para la velocidad de crecimiento del cultivo. Muchas especies son capaces de crecer y hacer la fotosíntesis en un amplio rango de temperaturas entre 5 y 40°C. Aunque normalmente la temperatura óptima ronda entre 28 y 35°C. Fuera del valor de temperatura óptima la productividad es menor, ya que influye en los coeficientes de velocidad de las reacciones de biosíntesis.

Algunos autores han demostrado que, en casos en que el CO<sub>2</sub> o la luz sean factores limitantes en el cultivo, la temperatura no ejerce una influencia significativa sobre la cinética del cultivo, aunque la tendencia es que la productividad aumente conforme se aumenta la temperatura hacia la temperatura óptima.



La temperatura también influye en otros parámetros como la composición bioquímica del microorganismo, el equilibrio iónico del agua, el pH y la solubilidad de los gases ( $\text{CO}_2$  y  $\text{O}_2$ ).

En sistemas abiertos un incremento de temperatura se ve compensado con evaporación de agua, regulándose de este modo una temperatura máxima. Además, en HRAPs que son sistemas con grandes masas de agua, la temperatura en el sistema no experimentará cambios bruscos de temperatura, ya que las grandes masas de agua tienden a autorregularse por estratificación térmica. Se ha estudiado que en ambientes tropicales el aumento de temperatura de un cultivo a lo largo del día no excede los  $10^\circ\text{C}$ . Por las noches se tienen temperaturas más bajas, pero no afecta a la productividad del sistema porque durante las horas sin luz no se produce biomasa.

### **SALINIDAD**

Las cianobacterias habitan en entornos con variaciones drásticas de concentración salina, por lo que están adaptadas a un rango bastante variado de concentraciones salinas. En los últimos años se han hecho multitud de experimentos aislando *Spirulina* en medios alcalinos y salobres, estudiando la actividad fotosintética y la concentración de proteínas.

La exposición del medio a altas concentraciones de NaCl nos lleva a un inmediato cese del crecimiento, a un nuevo periodo de latencia, después de un tiempo de lag se restablece el crecimiento, observándose una modificación en la concentración de biomasa. Esta nueva tasa de crecimiento es bastante menor que a concentraciones salinas normales, con lo que se puede decir que altas concentraciones salinas tienen un efecto negativo sobre la productividad de las cianobacterias.

## **1.4.2 FACTORES OPERACIONALES**

### **PH Y DISPONIBILIDAD DE $\text{CO}_2$**

El rendimiento de un HRAP para el tratamiento de aguas residuales se ve mejorado con la adición de  $\text{CO}_2$ . Normalmente el agua residual urbana es una fuente insuficiente de carbono para suplir una óptima producción, con un ratio C:N de entre 2,5-4:1, se suele aumentar ese ratio hasta valores de 6:1, típico en los cultivos de microalgas, mediante la adición de  $\text{CO}_2$  por adición de bicarbonato o mediante difusores de gas. De esta forma se puede tener un incremento en la productividad de hasta el 30% [39].

También el  $\text{CO}_2$  ayuda al sistema a regular el pH, disminuyéndolo cuando el pH aumenta demasiado debido a alta actividad fotosintética. Un pH alto aumenta la retirada de nitrógeno del medio mediante stripping de amoníaco, además se favorece la retirada de fosfatos y metales pesados mediante sedimentación. Disminuyendo el pH también se disminuye estos efectos, pero por otro lado la producción de biomasa podría aumentar ya que dispone de un medio más rico en nitrógeno y fósforo. Vistos estos efectos conviene valorar cual es el objetivo: si favorecer el crecimiento de la biomasa

(conviene regular el pH) o si se quiere retirar N y P del agua (conviene mantener el medio con un pH alto).

El pH del medio afecta a muchos procesos bioquímicos asociados al crecimiento y al metabolismo, incluyendo los requerimientos de CO<sub>2</sub> para fotosíntesis y otros nutrientes. De este factor también depende la productividad, la respiración, la alcalinidad, la composición iónica del medio y la eficiencia del sistema de aporte de CO<sub>2</sub>.

El pH se ve incrementado por la fotosíntesis debido al consumo de CO<sub>2</sub> y HCO<sub>3</sub><sup>-</sup> y su control se consigue mediante aireación o adición de CO<sub>2</sub>.

### **AGITACIÓN**

Una buena agitación es necesaria para facilitar el transporte de nutrientes, ya que, a mayor agitación menor es la capa límite de transporte que rodea cada una de las células algales y más fácil es la transferencia de materia hacia el interior de la célula. También previene la estratificación térmica del sistema, mejora el reparto uniforme de los nutrientes y aumenta la exposición a la luz del cultivo, favoreciendo la productividad.

Además, se previene la sedimentación y la adherencia a las paredes del reactor.

Un flujo laminar provoca una distribución heterogénea de la luz, para evitarlo se recurre a dispositivos de agitación que dotan al sistema de algo de turbulencia, aunque no mucha porque en sistemas de gran escala sería muy complicado y poco económico una agitación tan grande.

### **NUTRIENTES**

La disponibilidad de nutrientes es otro factor extremadamente importante para la productividad y la composición de la biomasa. Se requiere suficiente cantidad de carbono, nitrógeno y fósforo para un crecimiento óptimo. Generalmente la concentración interna de nutrientes en la célula algal es función de la concentración en su medio, por ejemplo, en medios con deficiencia de nitrógeno la síntesis de proteínas se para, y con ello el crecimiento de la célula, favoreciendo la síntesis de lípidos y carbohidratos. Este tipo de medios con poco nitrógeno se aplican para cultivo de microalgas cuya biomasa está destinada a la producción de biocombustible, pues interesa que el contenido de lípidos sea el mayor posible, aún a costa de reducir el crecimiento del alga.

Los principales nutrientes que se necesita para el desarrollo de las microalgas son:

#### **Carbono**

Pueden tomar como fuente de carbono para la fotosíntesis el CO<sub>2</sub> presente en la atmósfera o el presente como iones carbonato (HCO<sub>3</sub><sup>-</sup>) en el medio. Puede ser aportado mediante difusores de CO<sub>2</sub> o mediante una disolución de Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> o NaHCO<sub>3</sub>.

Las algas mixotróficas, como el caso de la Spirulina, también pueden obtener el carbono de compuestos orgánicos.

### **Nitrógeno**

De forma general, supone entre un 1 y un 10% de la biomasa algal. Puede ser tomado del medio en forma de urea, nitrato, nitrito, amonio, nitrógeno gas y óxidos de nitrógeno. Hay que tener cuidado con la concentración de amonio porque inhibe el crecimiento de las microalgas a concentraciones altas, la Spirulina se ve inhibida a concentraciones mayores de  $200 \text{ mg NH}_4^+ \cdot \text{L}^{-1}$ .

### **Fósforo**

Es tomado del medio en forma de ortofosfatos, cuya concentración en equilibrio con las formas protonadas dependen del pH del medio. La cantidad necesaria para el crecimiento es mucho menor que la del nitrógeno.

### **Otros**

Otros muchos nutrientes son requeridos para el adecuado crecimiento de la célula, pero en proporciones muchos menores. Diferenciamos macro y micronutrientes, siendo los macronutrientes aquellos nutrientes que se encuentran en una proporción algo mayor con respecto a los micronutrientes en la biomasa:

- Macronutrientes: Potasio, sodio, hierro, magnesio y calcio.
- Micronutrientes: Cobre, manganeso, boro, zinc, hierro, níquel, molibdeno y cobalto.

Estos nutrientes se pueden encontrar con facilidad en un medio de aguas residuales sin necesidad de añadir algún tipo fertilizante al medio.

## **OXÍGENO DISUELTO**

Una fotosíntesis intensa durante el día puede incrementar el nivel de oxígeno disuelto hasta más del 200% de saturación [13]. Esto tiene un impacto negativo sobre la productividad, ya que a altas concentraciones el oxígeno puede inhibir la fijación de carbono a la célula, esta inhibición, además, se ve favorecida por la radiación y la temperatura.

El nivel de oxígeno debe ser controlado, con un aumento de la turbulencia y el stripping al aire basta para disminuir la concentración de éste.

## **TIEMPO HIDRÁULICO DE RESIDENCIA**

El tiempo hidráulico de residencia,  $\theta$ , es un importante factor operacional que afecta a la concentración del cultivo y a la efectividad del tratamiento del agua. También afecta a la dinámica de la población algal en policultivos, es decir, en cultivos con más de una especie de microorganismo.

## **MODO DE CULTIVO**

Resumiendo, grosso modo, existen tres modos de operación:

### **Cultivos discontinuos (*Batch*)**

En este modo de operación el cultivo experimenta las distintas fases de crecimiento (latencia, exponencial y estacionaria). Esto produce cambios fisiológicos en la población a medida que transcurre el tiempo.

Este tipo de modo de cultivo se usa generalmente en estudios, ya que tienen la ventaja de ser fáciles de manejar y son adecuados para estudiar las cinéticas de crecimiento y los parámetros que inciden en el crecimiento celular.

### **Cultivo semi-continuo**

Parte del volumen se recoge, generalmente en la fase exponencial, y la cantidad que se retira se reemplaza con medio de cultivo fresco.

### **Cultivo continuo**

Con este modo se mantiene la población en fase exponencial de crecimiento durante largos periodos de tiempo. Los nutrientes son añadidos continuamente, en la misma medida que son retirados, para mantener los parámetros de crecimiento y la población constante.

Para obtener cultivos continuos, todos los factores de crecimiento deben mantenerse constantes. La densidad del cultivo se controla manteniéndola a concentración constante. La ventaja de esta forma de cultivo es que se pueden mantener unas condiciones óptimas de estado estacionario con un menor grado de control.

## **1.4.3 FACTORES BIOLÓGICOS**

### **CONTAMINACIÓN**

Ciertos tipos de contaminación son inevitables en reactores expuestos al aire libre y sin condiciones de esterilidad, más aún cuando el medio es agua residual. Los contaminantes se deben controlar diariamente pues algunos microorganismos invasores pueden echar abajo un cultivo en cuestión de horas. Los mayores posibles contaminantes biológicos en un cultivo de microalgas son bacterias, algas, hongos, virus, zooplancton e insectos.

#### **Contaminación por otras algas**

Es inevitable, ya que las condiciones en el medio de cultivo son ideales para un gran rango de especies. Una contaminación por otra especie puede cambiar la composición de la biomasa, dejándola en algunos

casos inútil. La Spirulina se puede ver contaminada por otras especies de cianobacterias a concentraciones de bicarbonato por debajo de  $15 \text{ g} \cdot \text{L}^{-1}$ .

Para prevenir este tipo de contaminación se debe mantener un pH y una concentración de nutrientes y salina alta, además de lavar periódicamente los HRAPs y usar un inóculo más concentrado.

### **Contaminación por hongos**

De forma general un cultivo contaminado por hongos no supone un gran problema, aunque en algún caso extremo pueden llegar a destruir el cultivo completo. Las condiciones de cultivo de la Spirulina permiten que estos cultivos no se vean contaminados de ninguna forma por hongos.

La única forma de prevenirlos es haciendo análisis periódicos por microscopio y tomar medidas ante el más mínimo rastro de contaminación.

### **Contaminación por zooplancton**

Una contaminación de un cultivo por zooplancton puede ser fatal, ya que estos microorganismos se alimentan, “pastan”, de las microalgas. La concentración de biomasa en el reactor se puede ver reducida a menos del 10% en menos de 3 días debido a la contaminación de zooplancton herbívoro. A día de hoy no existen referencias de algún cultivo de Spirulina afectado por la contaminación de zooplancton.

### **Contaminación por bacterias**

No es raro que se dé una contaminación por parte de bacterias heterótrofas pues en el medio encuentran todos los nutrientes que necesitan para crecer. Aunque no hay estudios que digan que una contaminación por parte de bacterias en un cultivo de microalgas pueda ser tóxico, debe regularse, pues el fin de la biomasa en algunos casos es el de alimentación animal o humana, y en esos casos deben tomarse medidas de higiene y seguridad necesarias.

Las bacterias contaminantes más comunes son *Escherichia Coli*, *Salmonella*, *Shigella*, *Staphylococcus aureas*, ...

En Spirulina la *S.aureus* no crece, pero otros microorganismos como la *E.Coli* vienen con el medio, con el agua residual, sin embargo, se ha demostrado que éstos no sobreviven más de 3 días en un medio con tanta alcalinidad. Por tanto, un cultivo de Spirulina se verá rara vez contaminado por algún otro tipo microorganismo.

### **Contaminación por Insectos**

Es común que en estos cultivos crezcan insectos, algunos no son depredadores y no afectan negativamente a la productividad del cultivo. En Spirulina el insecto *Ephydra* es el más común y no existen medidas para evitarlo. Si el tiempo de residencia es mayor de 10 días o se trabaja en discontinuo,

los huevos de este insecto eclosionan y las larvas se alimentan del cultivo pudiendo reducir la productividad hasta un 40%.

La presencia de insectos, puede atraer animales más grandes como aves o roedores, éstos no suponen un problema grave de contaminación, pero también se deben evitar en la medida de lo posible.

## 1.5 CONDICIONES DE OPERACIÓN

A la hora del diseño y la selección de las condiciones de operación se deben tener en cuenta todos los factores mencionados.

Una vez conocidas las variables que intervienen en el crecimiento del cultivo, se establecerán las mejores condiciones posibles para el sistema que se va a diseñar.

Para empezar, debemos estimar las condiciones ambientales a las que se verá expuesto el sistema, aquellas que no dependen del diseño sino de las condiciones climáticas de la zona en la que se encontrará el medio de cultivo. Los factores ambientales serán, básicamente, la temperatura y la luz.

La irradiancia media diaria que recibirá el sistema cada mes ( $H_h$ ), la temperatura media diaria ( $T_{tot}$ ) y la temperatura media diaria durante las horas de sol ( $T_d$ ), en la localidad de Medina Sidonia, vienen recogidas en la Tabla 1.4:

Mes	$H_h$ [ $W \cdot h \cdot m^{-2} \cdot día^{-1}$ ]	$T_d$ [°C]	$T_{tot}$ [°C]
Enero	2640	13,4	11,3
Febrero	3660	14,0	11,8
Marzo	5080	15,8	13,9
Abril	5970	17,5	15,6
Mayo	7140	20,6	18,7
Junio	8050	25,1	22,9
Julio	8140	27,5	25,2
Agosto	7210	28,0	25,6
Septiembre	5490	24,8	22,7
Octubre	4240	21,6	19,2
Noviembre	2950	16,6	14,5
Diciembre	2370	14,3	12,3
Año (media)	5250	19,9	17,8

Tabla 1.4 – Datos de irradiancia y temperatura media por mes en Cádiz [44]

Se observa que en las horas diurnas las temperaturas son aproximadamente entre 4 y 6°C más altas que por la noche. En este tipo de sistemas, compuestos por grandes masas de agua, experimentan un fenómeno de regulación térmica por lo que no habrá grandes fluctuaciones de temperatura dentro del medio a lo largo del día, de forma que los microorganismos cultivados no se verán afectados por el choque térmico que podría acabar con la vida del cultivo entero.

La temperatura en el sistema dependerá directamente de la irradiancia, la temperatura ambiental y la evaporación, que también ejerce un efecto de regulación térmica.

Las temperaturas mostradas son las del medio, la atmosférica, en el sistema la temperatura será sensiblemente más alta ya que está expuesto a radiación solar a lo largo de una gran extensión y la irradiancia no solo permitirá que se produzca fotosíntesis, sino que también transmitirá cierto calor por radiación que elevará algunos grados la temperatura media del cultivo, favoreciendo la productividad.

Además, la irradiancia es el factor limitante en la generación de biomasa del sistema, por lo que los meses en los que la irradiancia sea mayor la productividad será mayor.

Otro factor ambiental que vamos a tener en cuenta serán las horas de sol diarias, pues determinarán el modo y el tiempo de operación de la planta. De acuerdo a los datos consultados, en la provincia de Cádiz, el día con menos horas de sol, en solsticio de invierno el 21 de diciembre, se tienen 9 horas y 40 minutos y el día con más horas, en el solsticio de verano el 21 de junio, se tienen 14 horas y 39 minutos.

Aunque no podamos controlar las horas de sol que hay en un día, sí podemos controlar las horas con las que podemos trabajar en la planta. Basaremos el diseño del sistema en función del día con menor número de horas de sol, diciembre, que aproximadamente tiene de media 9 horas y 45 minutos. Como en las primeras horas de la mañana y las últimas de la tarde la luz tiene una intensidad mucho menor que a lo largo del resto del día, se decide que el tiempo de operación de la planta será de 9 horas al día.

Este tipo de sistemas pueden operar de tres formas:

Se cosecha durante las 24 horas del día, se cosecha a primera hora de la mañana el 60% del cultivo en un tiempo muy corto y, el modo en el que vamos a operar, solamente se cosecha durante el día. El agua tratada por la EDAR de noche es recogida en un ecualizador de flujo, que, durante el día proporcionará un caudal constante equivalente al que habría en 24h.

Los dos primeros modos mencionados han sido descartados, el primero por ser de bajo rendimiento y el segundo porque no hay bombas tan potentes como para vaciar el 60% de un sistema tan grande en poco tiempo.

El pH será un factor que vendrá fijado. Además, vendrá controlado por medio de un lazo de control que consta de un conjunto de pH-metros y difusores de CO<sub>2</sub> que mantendrán el pH dentro del óptimo de crecimiento de la Spirulina, entre 9 y 11.

Según algunos estudios, la Spirulina es capaz de mantener el pH del medio en 9,5, sin necesidad de algún regulador de pH, y subir, como mucho, hasta 10,5 cuando la actividad fotosintética es muy alta. Se decide mantener el pH a 9,5, pues será el que, de forma natural, mantendrá el cultivo. Cualquier regulación que se le quiera hacer al pH del medio se puede conseguir añadiendo CO<sub>2</sub> por medio de difusores.



## **ANEXO 2: FOTOBIORREACTOR**

La primera unidad que se diseña es el sistema de fotobiorreactores necesarios para tratar el caudal de agua que recibe la planta de la EDAR, pues, estas unidades, serán el centro del proceso, y de los resultados derivados del diseño y dimensionado de éstos dependerá la elección y dimensionado del resto de equipos y unidades.

### **2.1 SELECCIÓN DEL SISTEMA DE CULTIVO**

Las microalgas se pueden cultivar de manera fotoautótrofa, heterótrofa o en condiciones de mixotrofia, sin embargo, la producción fotoautótrofa es, hoy día, el único método de producción de microalgas a gran escala que resulta económicamente rentable y técnicamente viable.

Los fotobiorreactores son un tipo de reactor biológico destinado al cultivo masivo de microalgas. Estos microorganismos (microalgas o cianobacterias) deben ser expuestos a una fuente lumínica, pues la luz es considerada un sustrato más, necesario para que puedan realizar la fotosíntesis. El fotobiorreactor debe mantener un medio estable en cuanto a temperatura, pH y concentración de O<sub>2</sub>, además de proporcionar los nutrientes necesarios, incluida la luz.

Existen dos filosofías de diseño opuestas. Los reactores abiertos priman la economía aceptando un control pobre del entorno, mientras que los fotobiorreactores cerrados consiguen unas condiciones estrechamente controladas que permiten a las microalgas crecer a una velocidad óptima a cambio de un mayor coste.

A continuación, se enumeran los distintos tipos de fotobiorreactores y vamos a justificar la elección de un tipo determinado:

#### **2.1.1 SISTEMAS ABIERTOS**

Son un tipo de sistema de cultivo que se lleva empleando desde los años 50 y es el más común para la producción industrial de microalgas. Están en contacto con la atmósfera y el control sobre el medio es peor, ya que no es fácil controlar la temperatura o el pH en sistemas abiertos, además están expuestos a contaminación por parte de otros microorganismos. Existe también evaporación, que si es muy alta puede aumentar la salinidad del medio y reducir la velocidad de crecimiento de las microalgas.

Pueden ser tanto superficies naturales del tipo estanques, lagunas y lagos, como estanques artificiales.

Pese a los inconvenientes que presentan, la mayoría de las microalgas producidas en el mundo provienen de este tipo de sistema, éstas suelen ser especies extremófilas y de rápido crecimiento para combatir la posible contaminación de organismos invasores en el cultivo.

Los estanques artificiales pueden presentar varios tipos de diseño:

### **ESTANQUES CIRCULARES (OPEN PONDS)**

Suelen ser piscinas circulares construidas de hormigón y con un sistema de agitación de brazo rotatorio. Éstas balsas se diseñan con la forma y la profundidad adecuada para que las microalgas del fondo tengan acceso a la luz y a los nutrientes necesarios, que deben ser añadidos para que el cultivo crezca.

Este tipo de procesos es muy económico y los costes de operación son bastante bajos, sin embargo, la productividad es bajísima y hacen un uso ineficiente del terreno.

Es muy típico el uso de grandes estanques para el cultivo de *Dunaliella salina*, una microalga extremófila halófila, es decir, vive en entornos con concentraciones salinas muy altas.

### **PISCINAS INCLINADAS**

La agitación se consigue por gravedad y bombeo, la velocidad de flujo viene dada por la pendiente. La ventaja de este sistema es que a parte de la bomba no existe ningún dispositivo de agitación, pero existen problemas de escalamiento, ya que está condicionado por la capacidad de la bomba.

### **RACEWAY (HIGH RATE ALGAL POND, HRAP)**

Son los sistemas más utilizados, consisten en canales de hormigón, generalmente, donde el cultivo es recirculado y mezclado mediante palas. También suelen contar con un sistema de suministro de CO<sub>2</sub> al cultivo, que, además de suministrar una fuente de carbono al cultivo, permite cierto control sobre el pH del medio.

Son productivos, baratos de construir y los costes operacionales son bajos. Además, permiten cierto control sobre el pH y la distribución de nutrientes.

En la Fig. 2.1 se muestran ejemplos de sistemas abiertos de cultivo de microalgas:

- En (a) tenemos un open pond de geometría cuadrada con *Dunaliella salina*, para la producción de  $\beta$ -caroteno (Australia).
- En (b) y (d) tenemos sistemas de HRAP en plantas para la producción masiva de microalgas (California).
- En (c), por último, se muestra un sistema de piscinas inclinadas o cascada (República Checa).

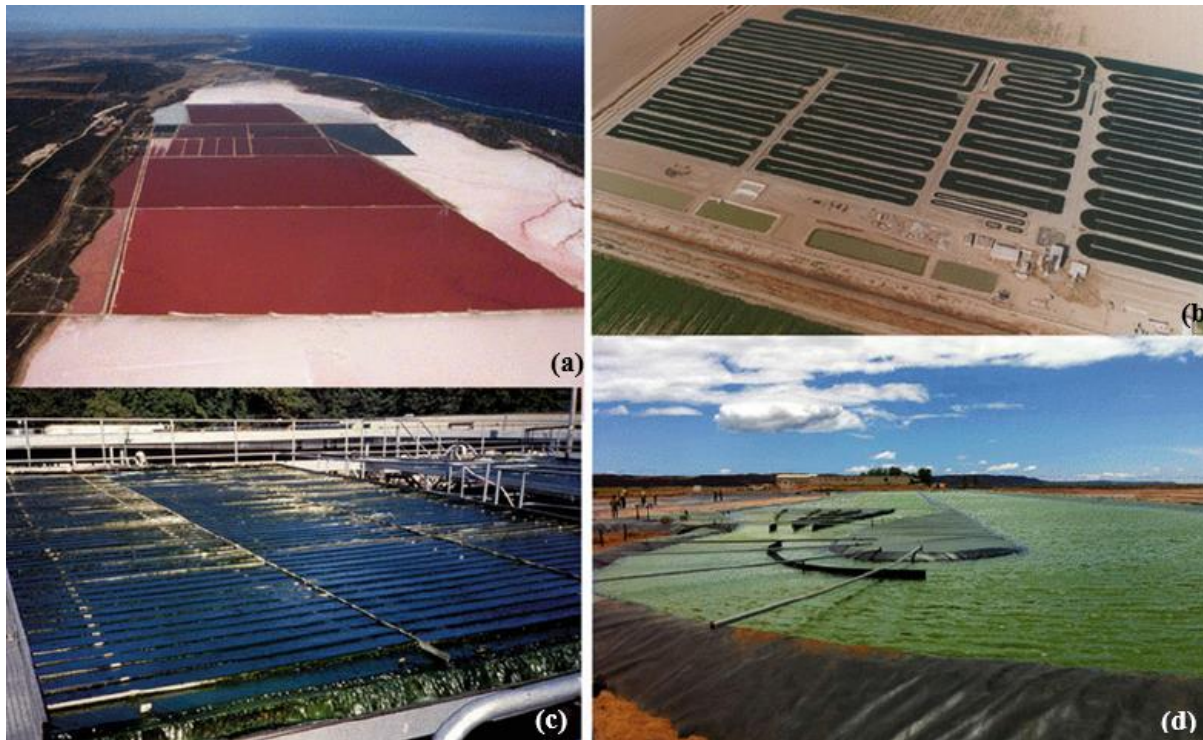


Fig. 2.1 - Ejemplos de sistemas abiertos de cultivo de microalgas [27]

### 2.1.2 SISTEMAS CERRADOS

Mantienen el cultivo aislado del exterior. Tienen la ventaja de que se pueden controlar las variables fisicoquímicas con facilidad, además de obtenerse altas productividades de biomasa y se mantiene un estado de esterilización que previene la contaminación. Su gran limitación es el alto coste de construcción y operación, además de su difícil escalado.

Son dispositivos muy especializados y a menudo diseñados para una especie concreta. Típicamente están equipados con sistemas de agitación, aireación, control de pH, intercambio de calor y adición de CO<sub>2</sub> y nutrientes. Además, tienen partes diferenciadas para la captación de luz y la desgasificación, por lo que se pueden optimizar ambos procesos por separado.

Los hay de diversos tipos: cilíndricos o de columna, tubulares y placas planas, entre otros. Todos ellos presentan problemas de escalamiento por ello se han descartado como opción para el tratamiento de aguas residuales, pues manejamos un caudal demasiado grande como para que se pueda construir este sistema de forma económica.

La Fig. 2.2 muestra distintos sistemas cerrados para la producción de microalgas, (a) es del tipo columna, (b) son biorreactores tubulares y (c) son biorreactores planos.

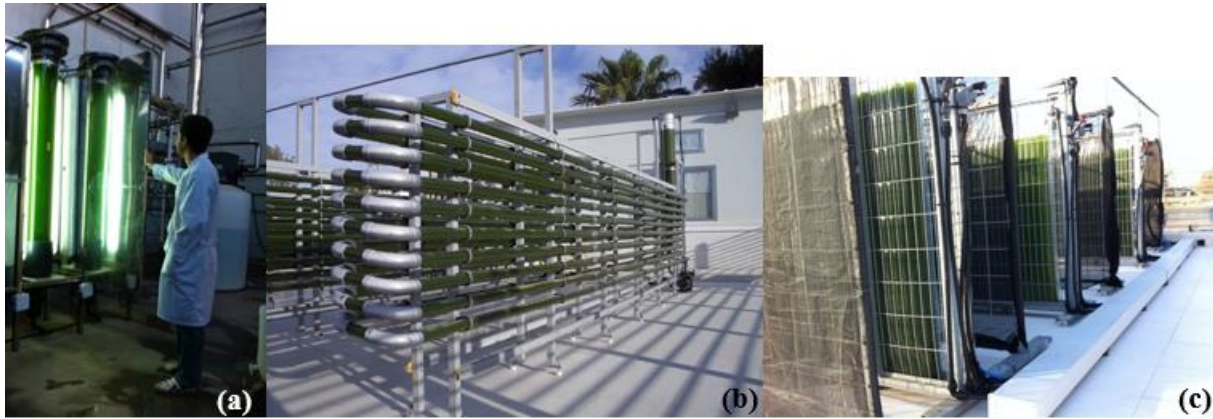


Fig. 2.2 – Ejemplos de fotobiorreactores cerrados [42]

### 2.1.3 SISTEMA ELEGIDO

El sistema elegido para el diseño de esta planta es el de un sistema abierto del tipo High Rate Algal Pond, de aquí en adelante, en este documento, nos referiremos a él como HRAP o raceway, indistintamente.

Se elige este sistema por ser el más común para este tipo de procesos y frente a los otros sistemas tiene la ventaja de su bajo coste de operación y construcción, además de que se obtienen productividades de biomasa satisfactorias, y en el caso de uso de aguas residuales como medio de cultivo la evaporación ayuda a controlar la temperatura máxima y eliminar con más facilidad el nitrógeno. Además, a pesar de ser un reactor abierto y estar expuesto a contaminación, un medio tan alcalino como es el de la *Spirulina* rara vez se verá afectado por ésta.

Se construirán varios HRAPs más pequeños en lugar de uno grande ya que un tamaño tan grande afecta a la circulación del agua, al mezclado y a los costes de operación. Sin embargo, tampoco deben de ser muy pequeños pues los estanques pequeños son más caros de construir por unidad de área y de operar, pues se multiplican el número de sensores y aparatos auxiliares que requiere el sistema para funcionar. La selección del tamaño de los HRAPs se hará con criterio, cuidado y teniendo en cuenta sistemas ya construidos.

## 2.2 DISEÑO DEL HRAP

### 2.2.1 ANÁLISIS Y SELECCIÓN DE LA GEOMETRÍA

Los HRAPs básicos consisten en dos canales, de longitud  $L$  y anchura  $W$ , separados por una pared intermedia. En uno de ellos se sitúa una rueda de palas que se encarga de la mezcla y la circulación a través del sistema.

Deben ser diseñados de forma que tengan poca profundidad pues estanques muy profundos pueden limitar la accesibilidad de la luz en algunas zonas y repercutir en la productividad. Lo común es que tengan una profundidad de entre 15 y 35 cm, y la agitación aporte al fluido una velocidad de entre 10 y  $50 \text{ cm} \cdot \text{s}^{-1}$ , para que las algas no sedimenten y los nutrientes (incluida la luz) se distribuyan de forma más homogénea.

Otra restricción de diseño es que  $L/W$  debe ser mayor de 10, pues relaciones menores han dado flujos de velocidad poco uniforme, debido a que cerca de las paredes el flujo es más lento que en el centro del canal, dando lugar a la formación de muchos torbellinos y causando zonas muertas.

La luz disponible es el factor que controla la productividad del cultivo, para mejorar la distribución es necesario una buena agitación, de forma que las algas tengan una exposición frecuente con la luz. La agitación, además, evita que las algas sedimenten y ayuda a que los nutrientes se distribuyan mejor.

El rendimiento de la agitación puede ser determinado por la variación de las propiedades hidrodinámicas (velocidad de circulación, presencia de zonas muertas y esfuerzo cortante), que están influenciadas por la geometría del estanque.

Las zonas muertas son zonas del reactor que están estancadas y se puede dar acumulación de bacterias anaerobias y reducen el volumen útil. El esfuerzo cortante es otro efecto que se debe reducir, pues es el estrés que sufre la membrana celular ante flujos turbulentos.

A mayor velocidad del flujo a través de canal mejor será el mezclado y menor serán las zonas muertas, sin embargo, una velocidad demasiado intensa puede dañar las células e influir negativamente en el crecimiento del cultivo, además hay que tener en cuenta que mayores velocidades implican un mayor gasto energético, en consecuencia, un gasto económico mayor.

Una forma de minimizar los gastos de energía es mejorando la construcción del sistema, de forma que se minimicen las pérdidas de energía, una zona clave donde las pérdidas son mayores es en las curvas. Teniendo presente la evaluación hidrodinámica que hacen H. Hadiyanto [17] se ha seleccionado la geometría más adecuada para nuestro sistema entre las mostradas en la Fig. 2.3:



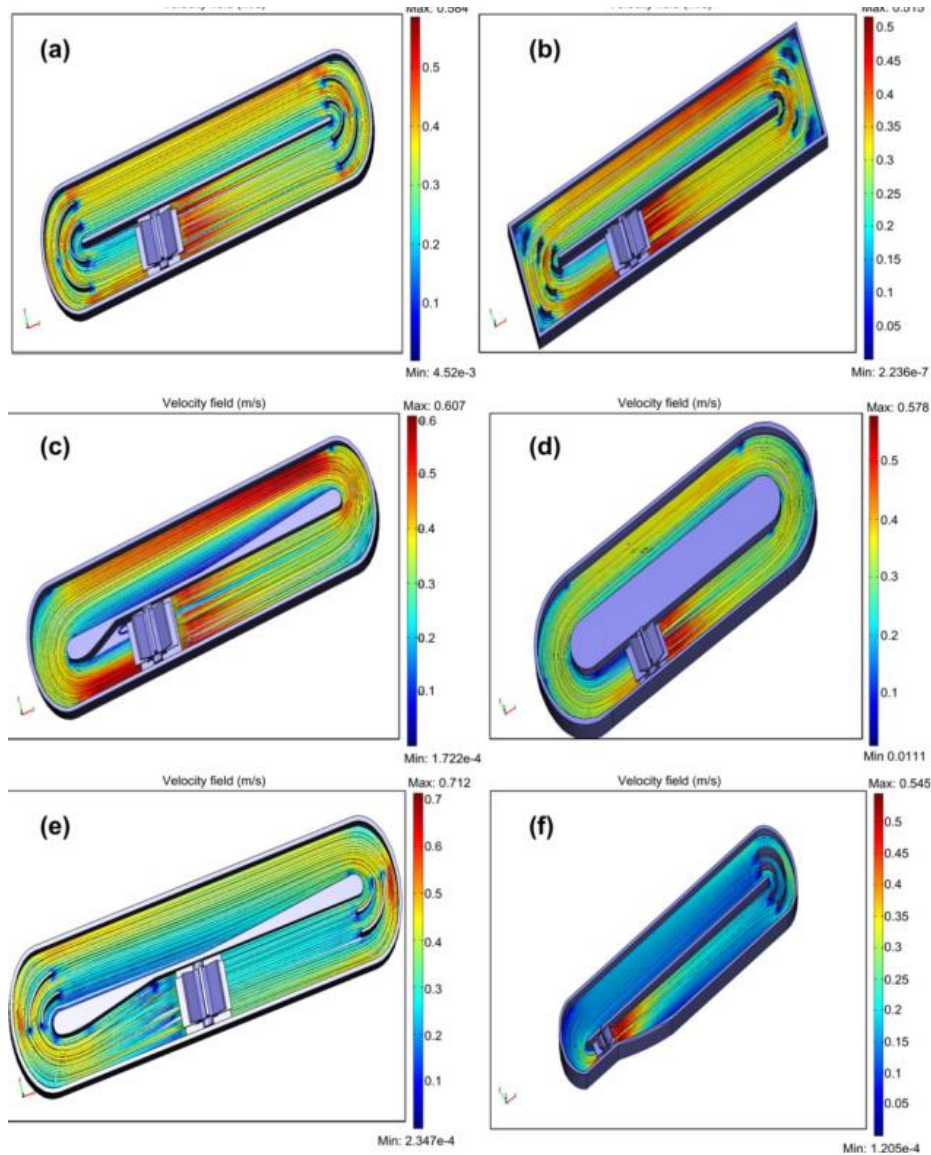


Fig. 2.3 - Hidrodinámica en distintas geometrías de HRAPs [17]

De entre todos los sistemas que se han estudiado los que presentan un menor consumo energético y esfuerzo cortante son los modelos d y f (Fig. 2.5). Y aunque no es el que mejor elimina las zonas muertas (Fig. 2.4) el modelo en el que vamos a basar nuestros cálculos va a ser el f, ya que requiere mucha menos superficie y además nos permite poner una rueda de paletas menor.

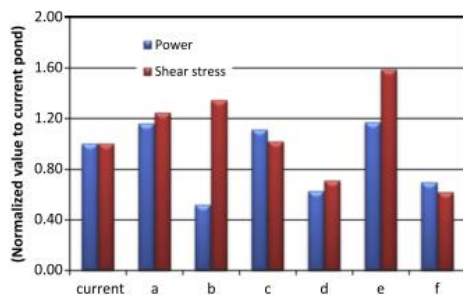


Fig. 2.5 - Esfuerzo cortante y consumo energético

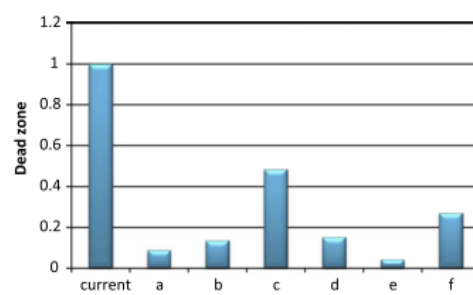


Fig. 2.4 - Zonas muertas

A partir del modelo f se ha deducido una ecuación geométrica (Ec.5) para determinar el área del sistema, para ello se ha acotado un boceto de un HRAP (Fig. 2.6):

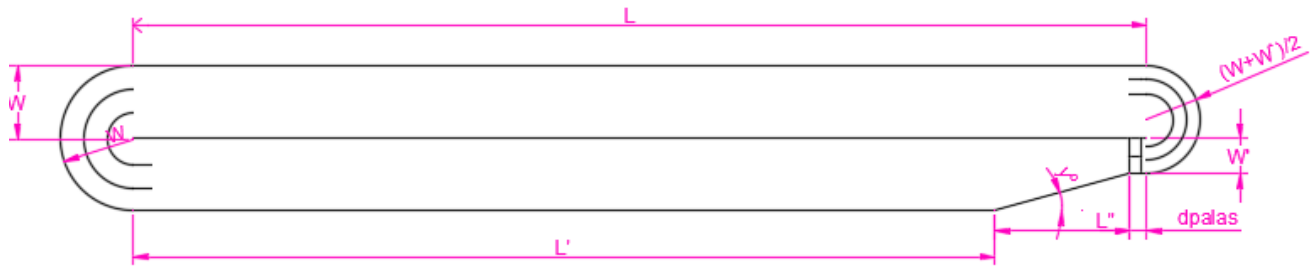


Fig. 2.6 – Boceto HRAP con cotas

$$A = L \cdot 2W + \frac{\pi W^2}{2} + \frac{\pi(W + W')^2}{8} - \left[ \frac{L'' \cdot (W - W')}{2} + d_{palas} \cdot (W - W') \right] \quad \text{Ec.5}$$

Con esta ecuación se puede calcular el área del raceway.

Se ha despreciado el área ocupada por los baffles y la pared central. Las variables son:

- A [m<sup>2</sup>]: Área total.
- L [m]: Longitud del tramo recto del canal.
- L' [m]: Longitud del tramo recto del canal menos la longitud del estrechamiento.
- L'' [m]: Longitud del tramo irregular del estrechamiento,  $L'' = (W - W') / \tan(y)$ .
- W [m]: Ancho del canal, viene dado por la relación  $L/W > 10$ .
- W' [m]: Ancho del canal donde hay estrechez.
- $d_{palas}$  [m]: diámetro de palas + 1 m de separación del borde de la curva y margen de seguridad.
- y: grados de la sección con estrechamiento.

Para calcular el volumen útil solo basta con multiplicar el área por la profundidad del canal (d) y para calcular el volumen construido del reactor habrá que multiplicarla por la profundidad más un margen de seguridad (normalmente 10cm).

## 2.2.2 CONSTRUCCIÓN

Aunque los HRAPs excavados en tierra y recubiertos con una capa de material plástico impermeable son la forma más barata de construirlos, presentan la desventaja de que son más vulnerables a la contaminación y al viento.

Por ello se decide que sean construidos con bloques de hormigón levantados en el suelo y luego recubiertos por una capa de plástico impermeable. Estos son los que han dado mejores resultados en cuanto a costes de construcción y operación.

El material de revestimiento debe ser resistente a los agentes químicos, a la luz ultravioleta y a la temperatura, además de duradero, uniforme, resistente y elástico, es importante también que no sea tóxico para el microorganismo que vamos a cultivar e impermeable.

El más indicado para este uso es el policloruro de vinilo (PVC), a pesar de que en algunos casos ha presentado efectos negativos de cara al uso para consumo humano, como la incorporación a su biomasa de ciertos metales pesados como el plomo. Sin embargo, como el destino de la biomasa en este caso no es consumo humano este criterio no nos debe preocupar.

Para que el revestimiento nos dure al menos 5 años debemos huir de las capas finas y baratas y optar por precios de alrededor de 10 \$.m<sup>-2</sup>.

Es importante que una vez colocado el revestimiento este presente el menor número de arrugas posible, de esta forma estaremos reduciendo el coeficiente de fricción de Manning.

Constará de un desagüe de salida que se instalará en el extremo opuesto del raceway de donde se ha colocado la entrada de la alimentación, para, a la hora del cosechado, obtener los mejores resultados.

Éste consistirá en una tubería en vertical tapada por una malla de gruesos, de 0,5 cm de luz de paso, con una altura de 0,3 m, la que se desea que tenga el cultivo, de modo que el nivel del reactor se mantendrá constante.

Este desagüe estará enroscado al suelo de modo que cuando se quieran realizar labores de mantenimiento y sea necesario vaciar el HRAP entero, éste se desenrosca y permite el vaciado completo del sistema.

El destino del agua y la biomasa recogida por los desagües será el pozo de bombeo, un depósito previo a la unidad de separación sólido-líquido.

A la hora de la construcción se debe tener en cuenta el abastecimiento de CO<sub>2</sub>, las operaciones de limpieza y mantenimiento y otros aspectos de diseño que se verán más adelante.

### 2.2.3 CÁLCULO DEL ÁREA LIMITANTE

Considerando la hidrodinámica del sistema, existen ciertas limitaciones de dimensionado, ya que cuanto más grande es el sistema mayor serán las pérdidas de carga y peor será la mezcla del cultivo.

Mantener un buen mezclado en el sistema es fundamental para la productividad de biomasa, con la Ecuación de Manning (Ec.6) se establece la relación entre la agitación, la velocidad de flujo y la profundidad del sistema.

$$V = \frac{1}{n} R_H^{2/3} \cdot S^{1/2} \quad \text{Ec.6}$$



Siendo las variables:

- $V [m \cdot s^{-1}]$ : Velocidad media del fluido en el canal,  $0,3m \cdot s^{-1}$ .
- $n$ : Coeficiente de fricción de Manning, viene tabulado y depende del material.
- $R_H [m]$ : Radio hidráulico, depende de la geometría del canal, en este caso la sección es rectangular por lo que  $R_H = W \cdot d \cdot (W+2d)^{-1}$ .
- $S$ : Tasa de pérdida de energía por unidad de longitud,  $\Delta d/L_{tot}$ , donde  $\Delta d$  es el cambio de profundidad del agua, la pérdida de carga y  $L_{tot}$  la longitud completa del canal.

Como norma general se suelen establecer velocidades entre  $10$  y  $30 \text{ cm} \cdot s^{-1}$  ya que velocidades menores pueden dar lugar a la sedimentación de las células, entre otros problemas y velocidades mayores incrementaría mucho el consumo energético. El rendimiento de la producción de biomasa aumenta con la turbidez dentro del cultivo, por ello se establece en nuestro caso una velocidad de  $30 \text{ cm} \cdot s^{-1}$ . La relación  $L/W$  y la profundidad también influyen en el consumo energético del sistema de agitación, se han elegido de forma que se minimice.

El coeficiente de Manning depende del material de la superficie por donde va a circular el cultivo, en nuestro caso, ciñéndonos a la Tabla 2.1 y al material elegido, bloques de hormigón recubiertos por un material plástico, tomaremos un coeficiente de Manning de  $0,010$ . Porque los HRAP serán construidos con bloques de hormigón levantados sobre el suelo, que será de tierra aplanada, para que el coste del inmovilizado sea menor, de esta forma se toma el peor de los coeficientes, entre estos dos, y asegurarnos cierto margen de seguridad.

Factor de fricción de Manning para distintos materiales	
MATERIAL	COEFICIENTE DE MANNING
Plástico en hormigón liso	0,008
Plástico en tierra lisa	0,010
Plástico en tierra granular	0,012
Hormigón liso	0,013
Asfalto liso	0,015
Hormigón grueso	0,016
Grava laminada o asfalto grueso	0,025
Tierra áspera	0,030

Tabla 2.1 - Coeficiente de Manning [13]

La pérdida de carga,  $\Delta d$ , no debe ser mayor que el margen de seguridad que hemos establecido para la profundidad del HRAP,  $0,1 \text{ m}$ , que es la diferencia entre la profundidad del cultivo y la profundidad construida, la profundidad elegida es de  $30 \text{ cm}$ .

A partir de la relación L/W, que la establecemos en 16, y la fórmula del radio hidráulico reformulamos la ecuación de Manning de forma que podamos resolverla. Aproximamos L como la mitad que L<sub>tot</sub>. Operando se ha llegado a la siguiente expresión (Ec.7):

$$W = \frac{V^6 \cdot n^6 \cdot (W + 2d)^4 \cdot 32^3}{\Delta d^3 \cdot d^4} \quad \text{Ec.7}$$

Esta fórmula debe ser resuelta por iteración suponiendo valores de W en el lado derecho de la ecuación hasta que el valor de la izquierda se aproxime con un error muy pequeño. Calcula el de L<sub>tot</sub> con la relación L/W. Por último, conocida la longitud del sistema se procede a calcular el área máxima del sistema, que como será un valor cualitativo no la calcularemos con la Ec.5, obtenida previamente, sino que simplemente calcularemos el área de un HRAP de geometría simple (Ec.8):

$$A_{max} = 2 \cdot L \cdot W + \frac{\pi \cdot W^2}{4} \quad \text{Ec.8}$$

## **RESULTADOS**

Resolviendo las Ec.7 y Ec.8 se llegan a los resultados mostrados en la Tabla 2.2:

<b>W[m]</b>	68,93
<b>L<sub>tot</sub> [m]</b>	2205,86
<b>L [m]</b>	1102,93
<b>A<sub>max</sub> [ha]</b>	15,58

Tabla 2.2 – Longitud, ancho y área máxima permisible

La iteración del valor del ancho del canal se ha obtenido con un error de  $6,71 \cdot 10^{-5}$ , con lo que es un valor bastante aproximado, a partir de este valor se ha obtenido el resto.

Si se excediera esta área, en la construcción de un HRAP, habría problemas de sedimentación, mal distribución de nutrientes y la pérdida de carga sería mayor que la profundidad del canal, resumiéndose todo en problemas de operación.

Dado este resultado, podemos estar seguros que no se producirán grandes pérdidas de carga en los HRAPs ya que el factor limitante dista mucho de cualquier posible valor de área que vayamos a tomar para el diseño del sistema de cultivo.

### **2.2.4 CINÉTICA DEL SISTEMA**

El diseño del HRAP se basa en los datos cinéticos obtenidos en la planta piloto exterior del Centro Andaluz de Ciencia y Tecnología Marinas (Cacytmar), de un cultivo de *Arthrospira platensis* en aguas depuradas operando en discontinuo. La experiencia fue realizada en agosto de 2016, es decir, en uno de los meses de mayor exposición lumínica y más alta temperatura del año. Los datos que hemos extraído

de este estudio son el de tasa específica de crecimiento ( $\mu$ ) y la máxima concentración que alcanza el sistema trabajando en discontinuo ( $X_m$ ).

Para el caudal hemos considerado el caudal medio de aguas residuales, estimado para el año 2037, que se originaría en la localidad gaditana de Medina Sidonia:  $1780 \text{ m}^3 \cdot \text{día}^{-1}$ , se estimó en el ANEXO 1:

$\mu \text{ [día}^{-1}\text{]}$	0,28
$X_m \text{ [mg} \cdot \text{L}^{-1}\text{]}$	548,00
$Q \text{ [m}^3 \cdot \text{día}^{-1}\text{]}$	1780,00

Tabla 2.3 – Datos cinéticos de partida

Con los datos de la Tabla 2.3 podemos determinar el tiempo de retención hidráulico que tendrá la Spirulina en nuestro biorreactor, basándonos en el modelo de crecimiento propuesto por J. Ruiz [24] en el que nos propone un modelo simple para predecir los valores en continuo de biomasa a partir de parámetros cinéticos de crecimiento obtenidos en un experimento en discontinuo. Para maximizar la producción de biomasa, que es lo que buscamos, se ha demostrado que el tiempo de retención hidráulico a la más alta productividad,  $\theta_p$ , es 2 veces el inverso de la tasa máxima específica de crecimiento (Ec.9).

$$\theta_p = \frac{2}{\mu} \quad \text{Ec.9}$$

Resolviendo:

$$\theta_p = \frac{2}{0.28} = 7,14 \text{ días}$$

En este dato vamos a basar nuestro diseño, ya que lo que nos interesa es maximizar la producción de biomasa. En los siguientes apartados se dimensionará el sistema.

## 2.2.5 CÁLCULO DEL VOLUMEN Y ÁREA DEL HRAP

Consideraremos que el sistema trabaja en modo continuo, ya que, de ese modo, el crecimiento de los microorganismos será siempre exponencial y la productividad por tanto máxima.

Comenzaremos haciendo un balance de materia con respecto a la concentración de biomasa ( $X$ ), con el fin de poder determinar el área y el volumen total que necesita el sistema para cumplir los requisitos de máxima productividad.

En la corriente de entrada la concentración de biomasa será 0 y a la salida será prácticamente la misma que en el interior del reactor, comportamiento similar a un reactor de mezcla completa, aunque realmente, dentro del sistema tendremos un modelo más parecido al de flujo en pistón, por ello el desagüe ha de estar lo más alejado posible del punto de descarga.

La ecuación de balance general es la siguiente (Ec.10):

$$(A) = (E) - (S) - (C) + (P) \quad \text{Ec.10}$$

Siendo:

- $(A) = 0$ ; la acumulación es 0 porque se opera en estado estacionario.
- $(E) = Q \cdot X_0 = 0$ ; la entrada es 0 porque no entra biomasa por el caudal de aguas residuales.
- $(S) = Q \cdot X$ ; la salida es prácticamente constante ya que el caudal y la concentración de biomasa también lo serán.
- $(C) = 0$ ; No hay consumo de biomasa.
- $(P) = V \cdot \frac{\delta X}{\delta t}$ ; la biomasa producida.

Sustituyendo se llega a la Ec.11:

$$Q \cdot X = V \cdot \frac{\delta X}{\delta t} \quad \text{Ec.11}$$

La velocidad de crecimiento viene dada por la ecuación de Verhulst para el crecimiento logístico (Ec.12), que es una ecuación que describe muy bien y de forma simple el comportamiento en este tipo de sistemas biológicos:

$$\frac{dX}{dt} = \mu \cdot X \cdot \left(1 - \frac{X}{X_m}\right) \quad \text{Ec.12}$$

Todos los parámetros son conocidos menos  $X$ , la concentración de los microorganismos, que se puede obtener de la Ec.14, que es la ecuación que se obtiene tras sustituir la Ec.12 en la Ec.11:

$$X = X_m \cdot \left(1 - \frac{1}{\mu \theta}\right) \quad \text{Ec.13}$$

Resolviendo:

$$X = 548 \cdot \left(1 - \frac{1}{0,28 \cdot 7,14}\right) = 274 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$$

Para calcular una aproximación del volumen total de reactor que necesitamos basta con multiplicar el caudal por el tiempo de retención hidráulico (Ec.14):

$$V = Q \cdot \theta \quad \text{Ec.14}$$

Resolviendo se obtiene el volumen total del sistema:

$$V = 1780 \cdot 7,14 = 12714,29 \text{ m}^3$$

Podemos estimar también la superficie total que abarcará el conjunto de HRAP, multiplicando el volumen por la profundidad (d), que se ha tomado como 0,3 m, por ser el valor más común en estos sistemas.

De esta forma se calcula una superficie total de 42380,95 m<sup>2</sup>.

## 2.2.6 DIMENSIONAMIENTO HRAP

Un solo HRAP con las dimensiones calculadas no sería nada eficiente pues necesitaría un sistema de mezclado muy grande y la hidrodinámica del sistema no favorecería nada la productividad de biomasa. Por ello se decide construir varios HRAPs más pequeños, de dimensiones controladas, con los que podamos controlar mejor los parámetros del sistema.

Para dimensionar un HRAP debemos decidir primero la longitud (L) que queremos para el canal y establecer una relación L/W, que debe ser mayor de 10.

Se han llegado a ver reactores de 400 m de largo en California, pero se decide construir de 200 m para no perjudicar demasiado la agitación y tener un mejor control del sistema. También se elige una relación L/W de 16.

También se fija el valor de W', que será de 6,08 m pues dispondrá de dos ruedas de palas de 3 m de ancho cada una, una viga en medio para soportar el peso de las palas y la distancia de seguridad, 2 cm entre las ruedas y la pared y 4 cm entre las dos ruedas para dejar sitio a la viga. También se decide el ángulo que forma la sección no uniforme del canal ( $\gamma$ ), será 15° para que el cambio de velocidad a través de esa zona no sea muy brusco.

Remontándonos a la Ec.5 (apartado 2.2.1) determinamos las dimensiones (Tabla 2.4 y Tabla 2.5 de valores corregidos):

<b>V<sub>tot</sub> [m<sup>3</sup>]</b>	12714,29	<b><math>\gamma</math> [rad]</b>	0,26
<b>A<sub>tot</sub> [m<sup>2</sup>]</b>	42380,95	<b>d<sub>palas</sub> [m]</b>	2,5
<b>L [m]</b>	200	<b>L' [m]</b>	176,04
<b>L/W</b>	16	<b>L'' [m]</b>	23,96
<b>W [m]</b>	12,50	<b>A<sub>1</sub> [m<sup>2</sup>]</b>	5288
<b>W' [m]</b>	6,08	<b>V<sub>1</sub> [m<sup>3</sup>]</b>	1586,4
<b><math>\gamma^\circ</math></b>	15	<b>nº HRAP</b>	8

Tabla 2.4 – Dimensiones HRAP

Valores corregidos	
<b>V<sub>tot</sub> [m<sup>3</sup>]</b>	12691,2
<b>S<sub>tot</sub> [m<sup>2</sup>]</b>	42304

Tabla 2.5 – Valores de área y volumen totales corregidos

El número de HRAP ha resultado ser 8,02, normalmente se debería redondear al valor mayor, pero al ser la parte decimal tan pequeña se ha considerado oportuno no añadir una unidad más pues incrementarían los costes de inmovilizado en el proyecto. De todas formas, al estar fijada la proyección en 20 años, no habrá problemas de falta de reactores hasta que nos acerquemos a la fecha horizonte, para entonces es posible que se hayan implantado reformas para la ampliación de la planta o la mejora de la tecnología.

Debemos tener presente también que el volumen que hemos calculado es el que corresponde al volumen útil, o sea al volumen del reactor que será ocupado por el medio de cultivo, sin embargo, a la hora de construir debemos de establecer un margen de seguridad, en nuestro caso se construirá con una profundidad de 40 cm. En la Tabla 2.6 se muestran los valores de volumen útil (el de antes) y construido.

	V <sub>útil</sub> [m <sup>3</sup> ]	V <sub>construido</sub> [m <sup>3</sup> ]
V <sub>1</sub>	1586,4	2115,2
V <sub>tot</sub>	12691,2	16921,6

Tabla 2.6 – Volumen útil y construido del sistema

## 2.2.7 PRODUCTIVIDAD

Es importante conocer cuanta biomasa va a producir el sistema. Para ello J. Ruiz [24] propone una ecuación para el cálculo de la productividad en sistemas en continuo (Ec.15).

$$P = \frac{\dot{m}_{out}}{V} = \frac{Q \cdot X}{V} = \frac{X}{\theta} \quad \text{Ec.15}$$

Siendo X la concentración media de biomasa en el reactor,  $\theta$  el tiempo medio de residencia en el reactor, y  $\dot{m}_{out}$  el flujo másico de biomasa que sale del reactor, la productividad diaria.

Es interesante conocer el valor de productividad por hectárea año. En la Tabla 2.7 se muestra los valores de productividad y caudal másico a la salida, en distintas unidades. El caudal másico a la salida ( $\dot{m}_{out}$ ) se calcula multiplicando la productividad por el volumen del sistema (Ec.15).

<b>P</b>	mg·L <sup>-1</sup> ·día <sup>-1</sup>	38,360
	kg·m <sup>-3</sup> ·día <sup>-1</sup>	0,038
	g·m <sup>-2</sup> ·día <sup>-1</sup>	11,508
	t·año <sup>-1</sup> ·ha <sup>-1</sup>	42,004
<b><math>\dot{m}_{out}</math></b>	Kg·día <sup>-1</sup>	486,834
	t·año <sup>-1</sup>	177,695

Tabla 2.7 – Valores de productividad y flujo másico en distintas unidades

Se debe tener en cuenta que la producción de biomasa a nivel industrial tiene un efecto de sombreado creado por las paredes mucho menor que los reactores a escala piloto de los que se han sacado los datos cinéticos donde el sombreado tiene un mayor efecto negativo sobre la productividad. Por ello es muy probable que la productividad sea mayor a la estimada [37].

## 2.3 SISTEMA DE AGITACIÓN

Suponiendo que las condiciones ambientales son favorables y el aporte de nutrientes es suficiente, la agitación del medio de cultivo se vuelve uno de los requerimientos más importantes para obtener productividades altas de biomasa en el cultivo algal.

Con una buena agitación se consigue una distribución uniforme y frecuente a la luz, se evita la sedimentación de las algas, los nutrientes se distribuyen de manera homogénea a lo largo del sistema, incluido el  $\text{CO}_2$ , y se previene la estratificación térmica. La necesidad de una distribución uniforme de los nutrientes previene la formación de gradientes a lo largo del sistema que pueden limitar o inhibir el crecimiento. La agitación también ayuda a que se libere el oxígeno formado durante la fotosíntesis, que, si se encontrara en altas concentraciones la inhibiría.

Se han usado multitud de dispositivos y métodos para dotar a los HRAPs de una agitación adecuada como sistemas de aireación o tablas de mezclado, o en el caso de lugares menos desarrollados el cultivo es agitado por trabajadores o por energía eólica. El dispositivo más extendido y el que ha demostrado tener una mejor eficiencia de mezclado es el de rueda de paletas (Fig. 2.7), por tanto, es el que usaremos en este proyecto. Estos sistemas consisten en una serie de paletas que giran con la potencia aportada por un motor, son mecánicamente simples y requieren poco mantenimiento además de que proporciona un agitado delicado que no daña las células.



Fig. 2.7 – Rueda de palas

### 2.3.1 DIMENSIONES RUEDA DE PALAS

La rueda de paletas se va a colocar sobre un sumidero, esto quiere decir que se va a preparar una zona con mayor profundidad que el resto del canal. Este sumidero sirve para mantener la mínima holgura entre las palas y el fondo de modo que haya el mínimo retroceso de flujo, o “backflow”. Calcularemos el tamaño mínimo del sumidero para una rueda de palas con diámetro y número de aspas dado.



La eficiencia de este sistema será mayor con diámetros mayores, ya que el retroceso de flujo disminuye, sin embargo, esto nos lleva a un mayor gasto de construcción y un peso mayor. Un diámetro bastante común es el de 1,5 m. También a mayor número de aspas mayor será la eficiencia y menos sufrirá el motor, pero construir más de ocho palas se hace impráctico y no se ha demostrado que mejore notablemente la eficiencia. Por último, se establece una holgura típica de 0,02 m a los dos lados de la rueda, con las paredes, y con el fondo. Se elige usar una rueda de 8 paletas y con un diámetro de 1,5 m, aplicando la holgura típica.

Dadas estas variables de diseño y con las ecuaciones que se exponen a continuación se puede determinar la profundidad del sumidero.

$$\omega = \frac{\pi}{P_n} \quad \text{Ec.16}$$

$$D = (r + T) \cdot \cos(\omega) \quad \text{Ec.17}$$

$$B = r + T - D \quad \text{Ec.18}$$

Siendo:

- $\omega$  [rad]: La mitad del ángulo entre aspas.
- $P_n$ : Número de aspas, 8.
- $D$  [m]: Distancia desde el eje de la rueda hasta la profundidad normal del estanque.
- $r$  [m]: Radio de la rueda, 0,75m.
- $B$  [m]: Profundidad del sumidero.

Se han resuelto las Ec.16, Ec.17 y Ec.18, obteniéndose una profundidad de sumidero de 0,06 m, a este resultado debemos adicionar un margen de seguridad por imperfecciones en la construcción y en la instalación de modo que no haya problemas. Se propone una profundidad de sumidero de 0,1 m, con este cambio hay que recalcular la distancia del fondo al eje de la pala con la Ec.18, dejándonos con un valor de 0,67. Los resultados se exponen en la Tabla 2.8:

$\varnothing$ [m]	1,5
$T$ [m]	0,02
$P_n$	8
$\omega$ [rad]	0,39
$\omega$ [°]	22,5
$D$ [m]	0,67
$B$ [m]	0,10

Tabla 2.8 – Dimensiones características de la rueda de palas

Una vez determinada la profundidad del sumidero pasamos a dimensionar las aspas, mediante la Ec.19 se determina la altura, pero hay que añadirle 5 cm por posibles pérdidas de carga y 2 cm como margen de seguridad.

$$h = d + B - T - 0,05 \quad \text{Ec.19}$$

Resolviendo:

$$h = 0,3 + 0,1 - 0,02 - 0,05 = 0,45 \text{ m}$$

El eje y los radios estarán contruidos de acero al carbono, arenados y recubiertos de pintura epoxy. Las aspas podrían estar contruidas de placas de acero suave de 2 mm de espesor y rizadas para ofrecerle más resistencia ante la posibilidad de doblarse. Éstas deben estar atornilladas a los radios, si el medio fuera corrosivo, no lo es, pueden estar contruidas de fibra de carbono.

El sumidero bajo la rueda debe ser contruido según las especificaciones y con hormigón.

Para evitar que se acumulen piedras o cualquier cosa que pueda obstruir las ruedas o el motor debería instalarse una malla en la zona previa al sumidero, siempre que no afecte demasiado a la pérdida de carga.

## **CONSTRUCCIÓN**

Cada HRAP constará con un agitador compuesto por un motor y dos ruedas de palas de 3 metros de ancho cada una, que giran sobre un eje de acero. Para soportar el peso de las ruedas y evitar que se produzca deformación en el eje se debe instalar una viga en el centro de éste, de forma que el peso del sistema quede repartido entre los extremos y esta viga.

Al estar inmersa en el cultivo debe ser de un material que no se corroa con el medio, valdrá con acero inoxidable. Además, para no entorpecer el flujo ésta debe tener forma hidrodinámica.

## **VELOCIDAD DE FLUJO EN LA ZONA MÁS ESTRECHA**

El caudal que circula a lo largo del canal es constante pero la velocidad dependerá de la sección por la que circula, como no es constante determinaremos la velocidad en la sección más estrecha, donde están las palas. El ancho,  $W$ , es el ancho de canal normal, 12,5 m, la profundidad,  $d$ , es constante a lo largo del canal y la velocidad es la que hemos establecido de  $0,3 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ . El caudal se mantiene constante a lo largo del canal, pero por donde se produce estrechez, donde están situadas las ruedas de palas, habrá una velocidad de flujo distinta, ésta se determina a partir de las Ec.20, Ec.21 y Ec.22.

$$Q = Q' \quad \text{Ec.20}$$

$$W \cdot d \cdot V = W' \cdot d \cdot V' \quad \text{Ec.21}$$

$$V' = \frac{W}{W'} \cdot V \quad \text{Ec.22}$$

Resolviendo la última ecuación se obtendrá la velocidad en la zona del canal donde se encuentran las palas:

$$V' = \frac{12,5}{6,08} \cdot 0,3 = 0,62 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$$

## 2.3.2 MOTOR

No es fácil de determinar los requerimientos exactos de energía del sistema de agitación y por ello no es fácil determinar la potencia exacta que necesitamos que tenga el motor. Para estimar la potencia tomaremos como datos de referencia los de un estanque sin sumidero, teniendo presente que la agitación en los que tienen sumidero es más eficiente, y por tanto el error que tendremos nos valdrá de margen de seguridad.

La potencia hidráulica requerida se puede calcular a partir de las pérdidas de carga, las dimensiones del canal y la velocidad en el canal (Ec.23).

$$P = \frac{Q \cdot \rho \cdot H}{102e} \quad \text{Ec.23}$$

Siendo:

- P [kW]: Potencia hidráulica.
- Q [m<sup>3</sup>·s<sup>-1</sup>]: Caudal de agua en movimiento a través de la sección del canal.
- ρ [kg·m<sup>-3</sup>]: Densidad del fluido, en este caso agua.
- H [m]: Pérdida total de carga hidráulica, se calcula con una modificación de la ecuación de Manning
- e: Eficiencia de la rueda, 0,17 según bibliografía [4], [27].
- 102 es un factor e conversión para convertir m·kg·s<sup>-1</sup> a kW.

El caudal de agua a través del canal se calcula con la siguiente ecuación:

$$Q_{canal} = W \cdot d \cdot V \quad \text{Ec.24}$$

La pérdida total de carga hidráulica se calcula con una modificación de la ecuación de Manning (Ec.25):

$$H = 6,35 \frac{(n \cdot V)^2 L_{tot1}}{D_H^{4/3}} \quad \text{Ec.25}$$

Consideraremos L<sub>tot</sub> como dos veces la longitud del canal, o sea 400 m, también calcularemos la pérdida de carga sin contar la estrechez que hay en el canal, el valor de H real debería ser menor al calculado ya

que la geometría que se ha elegido en el apartado 2.2.1 favorece el flujo a través del canal. El factor de Manning,  $n$ , corresponde con el de tierra lisa (Tabla 2.1), 0,01.  $D_H$  corresponde con el diámetro hidráulico de un canal de sección rectangular.

Conocidos todos los parámetros resolvemos las ecuaciones 23, 24 y 25, para obtener, finalmente una estimación de la potencia que requiere cada motor del sistema de agitación.

En la Tabla 2.9 se muestran los resultados de estas ecuaciones y la estimación de la potencia total que consumirá cada sistema de agitación y todos en conjunto.

<b>Q [m<sup>3</sup>·s<sup>-1</sup>]</b>	<b>1,125</b>
<b>H [m]</b>	<b>0,022</b>
<b>P [kW]</b>	<b>1,236</b>
<b>P [kW·h·day<sup>-1</sup>]</b>	<b>29,661</b>
<b>P<sub>tot</sub> [kW·h·day<sup>-1</sup>]</b>	<b>237,286</b>

**Tabla 2.9- Potencia requerida por la rueda de palas**

Se requiere de un motor que aporte al menos 1,3 kW de potencia efectiva, como en el mercado no se encuentra esta potencia específica se elegirán motores de 1,5 kW.

Cada agitador consumirá 29,71 kW·h, como son 8 la planta consumirá 237,64 kW·h de energía solo en la agitación de los HRAPs.

### 2.3.3 FLUJO EN EL RACEWAY

El objetivo del sistema de agitación es proveer el sistema de flujo turbulento para favorecer la mezcla y homogeneidad del sistema además de evitar que las células sedimenten.

El parámetro que caracteriza el flujo es el número de Reynolds, calculado mediante la Ec.26:

$$Re = \frac{\rho \cdot V \cdot R_H}{\mu} \quad \text{Ec.26}$$

Donde:

- $\rho$  [kg·m<sup>-3</sup>]: Densidad del medio, la del agua a 12°C, 999,7 kg·m<sup>-3</sup>.
- $V$  [m·s<sup>-1</sup>]: Velocidad media a través del canal, la consideraremos constante, 0,3 m·s<sup>-1</sup>.
- $R_H$  [m]: Radio hidráulico calculado como  $D_H = W \cdot d / (W + 2d)$ , siendo 1,15 m.
- $\mu$  [Pa·s]: Viscosidad dinámica del agua a 12°C, 0,001307 Pa·s.

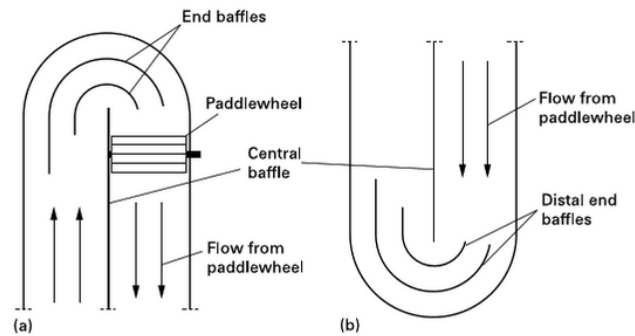
Se han tomado las propiedades físicas del agua porque la densidad y viscosidad de las microalgas son muy similares a las de ésta, por lo que haciendo esta estimación no nos alejamos demasiado de la realidad.

Conocido todo esto se estima que el número de Reynolds es 65686,4.

Este valor es mucho más alto del mínimo requerido para flujo turbulento, 4000, por lo que la agitación es bastante buena.

Para reducir el consumo energético y favorecer la homogeneización del flujo se recomienda la instalación de baffles en cada curva semicircular, al principio y al final.

Se instalarán dos en cada extremo concéntricos al semicírculo que forma la curva, como se muestra en la Fig. 2.8.



**Fig. 2.8 – Baffles para mejorar el flujo en las curvas del raceway [7]**

Estos baffles mejorarán la homogeneidad del cultivo y reducirán las posibles zonas muertas que se puedan formar en el canal.

## 2.4 BALANCE DE MATERIA AL HRAP

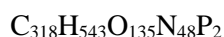
Los HRAPs son las unidades más importantes de este proyecto, y de los resultados del balance de materia en éstos dependerá el diseño y modelado del resto de equipos.

Se le realizará un balance de materia para controlar lo que entra y lo que sale del sistema y valorar su eficacia como tratamiento terciario de aguas residuales.

### 2.4.1 DEMANDA DE NUTRIENTES

Basándonos en la composición bioquímica de las microalgas y la productividad se puede estimar la demanda de nutrientes que requiere el cultivo.

La fórmula molecular general de las microalgas, estimada por Grobbelaar [4], se asume que es  $C_{106}H_{181}O_{45}N_{16}P$ . Sin embargo, por motivos de limitación fósforo en el medio, su concentración en la biomasa será menor, ya que el microorganismo se adapta en la medida de lo posible al medio, se decide asumir una fórmula molecular derivada de la de Grobbelaar:



Esta fórmula molecular mantiene la proporción de todos los nutrientes menos la del fósforo que la reduce un tercio, lo suficiente para que el contenido de fósforo en la biomasa algal se corresponda con lo que le puede aportar el medio.

Interesa conocer la demanda de carbono, nitrógeno y fósforo pues el oxígeno y el hidrógeno lo toman en abundancia del agua o la atmósfera, en cambio es necesario conocer las necesidades de C, N y P por si fuera necesario añadir aquellos nutrientes que se encuentren en concentraciones menores a las demandadas por el cultivo.

Para determinar esta demanda se tiene en cuenta la cantidad de estos componentes en la biomasa, para ello hay que conocer la composición. Ésta se obtiene dividiendo el peso molecular de los átomos de carbono, nitrógeno o fósforo entre el peso molecular de toda la biomasa algal,  $7260,90 \text{ g}\cdot\text{mol}^{-1}$ . Conocidos los pesos moleculares se estima que:

- $\%C_{\text{biomasa}} = 52,60\%$
- $\%N_{\text{biomasa}} = 9,26\%$
- $\%P_{\text{biomasa}} = 0,85\%$

La asunción de estos porcentajes está dentro de los valores recogidos por la bibliografía para la biomasa algal pues, la cantidad de carbono es de alrededor del 50%, la cantidad de nitrógeno debe estar comprendida entre un 3 y un 12%, y la de fósforo entre un 0,03 y 3% [39]. De esta forma podemos dar por válida la fórmula molecular asumida y trabajar con ella.

En primer lugar, se calculará la demanda de carbono necesaria para mantener el sistema, para ello se aplica la siguiente fórmula:

$$\dot{m}_C = \dot{m}_{out} \cdot \%C_{biomasa} \quad \text{Ec.27}$$

Siendo:

- $\dot{m}_C$  [kg·día<sup>-1</sup>]: Flujo másico de carbono.
- $\dot{m}_{out}$  [kg·día<sup>-1</sup>]: Flujo másico de biomasa, determinado en el apartado 2.2.7, 486,83 kg·día<sup>-1</sup>.

De la misma forma se puede obtener el flujo másico de nitrógeno y fósforo demandado por el cultivo:

$$\dot{m}_N = \dot{m}_{out} \cdot \%N_{biomasa} \quad \text{Ec.28}$$

$$\dot{m}_P = \dot{m}_{out} \cdot \%P_{biomasa} \quad \text{Ec.29}$$

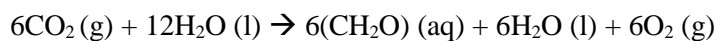
A partir de estas ecuaciones se ha determinado la demanda de nutrientes del sistema (Tabla 2.10):

$\dot{m}_X$ [kg·día <sup>-1</sup> ]	486,834
$\dot{m}_C$ [kg·día <sup>-1</sup> ]	256,086
$\dot{m}_N$ [kg·día <sup>-1</sup> ]	45,078
$\dot{m}_P$ [kg·día <sup>-1</sup> ]	4,154

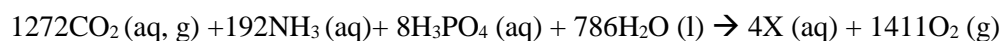
Tabla 2.10 – Demanda de nutrientes del sistema

Esta forma de estimar la demanda de nutrientes da un valor cercano al que se espera en un sistema real de las dimensiones proyectadas. Para mayor conocimiento de la demanda del cultivo se ha visto oportuno aproximar el crecimiento de biomasa a una reacción química, atendiendo a la fuente de la que toman los nutrientes, pues de esta forma se tiene una idea de los nutrientes que se consumen y los productos que se generan durante el crecimiento de la biomasa.

Partimos de la reacción de fotosíntesis, que, generalmente, es la siguiente:



Esta reacción está bien pero no tiene en cuenta el nitrógeno ni el fósforo, éstos se aportan en forma de iones de  $\text{NH}_3$  y  $\text{H}_3\text{PO}_4$ , los añadiremos a la reacción y en lugar de formar un polisacárido como es el caso de la reacción anterior formará el microorganismo, X, cuya fórmula molecular ha sido mencionada anteriormente:  $\text{C}_{318}\text{H}_{543}\text{O}_{135}\text{N}_{48}\text{P}_2$ .



A partir de esta reacción, y conocido el valor de biomasa, se puede estimar el consumo y la generación por la reacción mediante el uso de los coeficientes estequiométricos. Los resultados vienen representados en la Tabla 2.11:

	Consumo		Generado	
	kg·día <sup>-1</sup>	mol·día <sup>-1</sup>	kg·día <sup>-1</sup>	mol·día <sup>-1</sup>
CO <sub>2</sub>	938,35	21321,50	0	0
NH <sub>3</sub>	54,81	3218,34	0	0
- N	45,08	2646,91	0	0
H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	13,14	134,10	0	0
- P	4,15	42,38	0	0
H <sub>2</sub> O	237,35	13175,08	0	0
O <sub>2</sub>	0	0	756,82	23651,45
X	0	0	<b>486,83</b>	67,05
<b>Total</b>	<b>1243,65</b>	<b>37849,02</b>	<b>1243,65</b>	<b>23718,50</b>

Tabla 2.11 - Consumo de nutrientes y generación de biomasa y oxígeno

## 2.4.2 ABASTECIMIENTO DE CARBONO

El carbono que toma el cultivo proviene de distintas fuentes, es fundamental conocerlas bien para poder abastecer al sistema con la cantidad de carbono necesaria sin tener grandes pérdidas económicas, directamente proporcional al CO<sub>2</sub> que en lugar de ser adherido al cultivo pasa a la atmósfera.

Se han hecho experimentos en los que un cultivo de Spirulina sin ningún tipo de aireación (ni aire, ni CO<sub>2</sub>) en los que el pH oscila entre 9,5 y 10,5 durante los picos de radiación solar. Ambos valores están dentro del rango de pH óptimo, entre 8,5 y 10,5. Con estos valores de pH se obtiene una producción de biomasa de 7 g·día<sup>-1</sup>·m<sup>-2</sup> [13]. Teniendo en cuenta que la única fuente de CO<sub>2</sub> es el atmosférico, podemos calcular el caudal de CO<sub>2</sub> que tomará el cultivo por sí mismo de la atmósfera.

Para ello debemos pasar la productividad a flujo másico de biomasa multiplicándolo por la superficie total del sistema, se obtiene un flujo másico de 296,13 kg·día<sup>-1</sup>. Ahora debemos aplicar la Ec.27 para obtener el flujo másico de carbono y a partir de éste y de la Ec.30 se determina el flujo másico de CO<sub>2</sub> que se toma de la atmósfera.

$$\dot{m}_{CO_2} = \dot{m}_C \cdot \frac{Pm(CO_2)}{Pm(C)} \cdot \frac{1}{0.66} \quad \text{Ec.30}$$

El 0,66 es un coeficiente de absorción que según de Godos et al. 2014 indica el porcentaje de carbono que asimila la biomasa del medio. Como asimila el 66,67% del carbono aportado por CO<sub>2</sub> se calcula un caudal mayor.



De esta forma el flujo de CO<sub>2</sub> tomado directamente de la atmósfera es de 856,16 kg·día<sup>-1</sup>, correspondiendo a un aporte diario de carbono de 155,77 kg día<sup>-1</sup>.

Al tener metabolismo mixotrófico también se abastecerá de carbono a partir del carbono orgánico que no ha sido retirado en los tratamientos previos de la EDAR. De esta forma se reduce el valor de carbono orgánico en el agua y se mejora la eficacia de la función como tratamiento terciario de aguas residuales. El valor exacto es difícil de determinar, pues es muy bajo, y por ello no se tendrá en cuenta en la estimación del balance de carbono.

Otra fuente de carbono del cultivo es el NaHCO<sub>3</sub> que se ha añadido en el equalizador para subir el pH, más adelante en el apartado 3.2.1 del ANEXO 3: se ha estimado que se consumirán alrededor de 186,92 kg diarios de esta sal, pero habiendo CO<sub>2</sub> el cultivo no se alimentará del carbonato, simplemente estará para mantener el medio alcalinizado.

Aun con estas fuentes no se consigue alcanzar la demanda total de carbono del cultivo, se requiere aún un flujo másico de 100,32 kg·día<sup>-1</sup> de carbono, que será suministrado por medio de difusores de CO<sub>2</sub> cuando el cultivo lo requiera, o, dicho de otro modo, se añadirá este CO<sub>2</sub> cuando el pH del medio se vuelva muy básico y se requiera bajar el pH.

Se estima que serán necesarios 551,37 kg·día<sup>-1</sup> de CO<sub>2</sub> para satisfacer completamente la demanda del cultivo.

Los difusores de CO<sub>2</sub> cumplen doble función, el de regular el pH del medio, disminuyéndolo cuando la actividad fotosintética es muy alta, y el de mejorar la productividad del cultivo al aportar una fuente de carbono sencilla de ser incorporada por la célula microalgal.

Según F.G. Acién [14] aunque el medio no requiera de carbono adicional es bueno tener un sistema de inyección de CO<sub>2</sub> para controlar el pH cuando éste se eleve demasiado. A mayor concentración del CO<sub>2</sub> inyectado menor será el flujo de gas requerido, esta concentración no presenta efecto negativo alguno sobre el crecimiento del cultivo.

Por último, en la Tabla 2.12 se muestra un resumen de los flujos másicos de las fuentes de carbono:

$\dot{m}_{\text{Ctot}}$ [kg·día <sup>-1</sup> ]	256,09
$\dot{m}_{\text{Catm}}$ [kg·día <sup>-1</sup> ]	155,77
$\dot{m}_{\text{CO2atm}}$ [kg·día <sup>-1</sup> ]	856,16
$\dot{m}_{\text{Cresto}}$ [kg·día <sup>-1</sup> ]	100,32
$\dot{m}_{\text{CO2}}$ [kg·día <sup>-1</sup> ]	551,37

Tabla 2.12 – Flujo másico de las fuentes de abastecimiento de carbono

### 2.4.3 EVAPORACIÓN

Los estanques de agua al aire libre están expuestos a evaporación, los HRAP al ser tan poco profundos y tener un área tan extensa tendrán un caudal de evaporación bastante alto. Esto se debe tener en cuenta a la hora del balance de masa, pues habrá una pérdida de agua bastante alta.

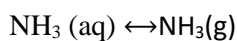
El parámetro que controla la evaporación es la tasa de evaporación no es fácil de estimar, pues depende de muchas variables (entre ellas la temperatura, el viento y la radiación solar). En el experimento del que hemos tomado los datos cinéticos se tuvo una tasa de evaporación de  $11,06 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{día}^{-1}$ . No vamos a considerar este dato pues las condiciones meteorológicas de la fecha en la que se realizó la experiencia (agosto de 2016) fueron muy desfavorables, temperaturas altas y fuertes rachas de viento. Tomaremos un valor medio bibliográfico de tasa de evaporación, pues este valor varía según la estación del año y las condiciones meteorológicas. Tomamos el valor estimado por I. de Godos [20] de  $6 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{día}^{-1}$ .

Dada esa tasa y considerado el área total del sistema se pierde un caudal de agua de  $253,82 \text{ m}^3 \cdot \text{día}^{-1}$ , correspondiendo con un 14,26% del total del caudal de entrada a la planta.

### 2.4.4 STRIPPING DE AMONIACO

En sistemas previos, se han analizado los datos experimentales y se observó que la concentración de nitrógeno en el efluente de salida tras un sistema de cultivo de microalgas era menor a la esperada. Los datos no coincidían con los de nitrógeno absorbido por la biomasa, de esta forma se llegó a la conclusión de que existen otros procesos que también participan en la eliminación del nitrógeno.

El stripping de amoníaco es un fenómeno que se produce en aguas con un pH alto. Desde el punto de vista de la depuración de aguas es un proceso abiótico de eliminación de nitrógeno del medio, consiste en que las formas amonio del nitrógeno disueltas en el agua pasan a ser amoníaco que se pierde a la atmósfera en forma gaseosa, el  $\text{NH}_3$  está en equilibrio con su forma iónica (amonio) y su forma gaseosa. Este equilibrio viene dado por la Ec.31 de acuerdo a los equilibrios mostrados a continuación:



$$K_a = -\frac{[\text{NH}_3(\text{aq})] \cdot [\text{H}^+]}{[\text{NH}_4^+]} = 5,5 \cdot 10^{-10} \quad \text{Ec.31}$$

La velocidad por la que se reduce la concentración de nitrógeno amoniacal,  $N_A$  (concentración del ion amonio más la del amoníaco), por transferencia de amoníaco entre la fase líquida y gaseosa viene dada por la Ec.32:

$$\frac{dN_A}{dt} = -K_e \left( \frac{1}{d} \right) \cdot [\text{NH}_3(\text{aq})] \quad \text{Ec.32}$$

Combinando las dos ecuaciones tenemos una ecuación para calcular la tasa de stripping de amoníaco:

$$r_{N_A} = -K_e \cdot \left(\frac{1}{d}\right) \cdot \frac{[N_A]}{\left(1 + \frac{10^{-pH}}{k_a}\right)} \quad \text{Ec.33}$$

Siendo las variables:

- $r_{N_A}$ : tasa de stripping de amoníaco [ $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{día}^{-1}$ ].
- $k_a$ : constante de acidez de amonio,  $5,55 \cdot 10^{-10}$ .
- pH: pH medio de operación del reactor, 9,5.
- $d$ : espesor de la lámina de agua, 30 cm.
- $K_e$ : Coeficiente de transferencia de materia agua-aire [ $\text{cm} \cdot \text{día}^{-1}$ ].
- $[N_A]$  concentración de nitrógeno amoniacal que habrá al final del sistema.

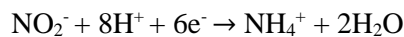
El coeficiente de transferencia de materia agua-aire,  $K_e$  ha demostrado ser una función lineal de la temperatura y la velocidad del viento, e independiente del pH y de la concentración de amoníaco en el agua, a pesar de que estos factores sí que afectan a la tasa de stripping de amoníaco como se ve en la ecuación anterior.

Se han estudiado varias ecuaciones para estimar este parámetro, pero todas dan un valor puntual, en condiciones específicas de temperatura o viento. Al tratarse de un sistema abierto estas variables cambiarán con respecto al tiempo y por tanto no tendremos un valor fijo de  $K_e$ .

Se ha tomado un valor medio de los experimentales de D. Shugui [12] de  $1 \text{ cm} \cdot \text{s}^{-1}$ .

La concentración de nitrógeno amoniacal no la conocemos. Para calcularla recurriremos a un balance de materia al sistema de HRAPs en función de la composición de nitrógeno en las corrientes.

Supondremos que todo el nitrógeno que entra en el sistema es amoniacal, también existe nitrógeno en forma de nitritos y nitratos, pero en mucha menor concentración, por lo que se podría despreciar. Además, al producir enzimas de nitritoreductasa, se originan reacciones de reducción de nitritos favoreciendo nuestra suposición [5]:



El balance con el que determinaremos el flujo másico de nitrógeno en sus distintas formas es el siguiente:

$$\dot{m}_{N_{in}} = \dot{m}_{N_{out}} + \dot{m}_{N_{bio.}} + \dot{m}_{N_{strip}} \quad \text{Ec.34}$$

Siendo:

- $\dot{m}_{N_{in}}$ : el caudal másico de nitrógeno a la salida, calculado como el producto del caudal de entrada,  $2015 \text{ m}^3 \cdot \text{día}^{-1}$ , y la concentración de nitrógeno a la entrada,  $30 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ .

- $\dot{m}_{Nout}$ : De la misma forma, será el caudal de salida,  $Q_e$ , por la concentración final de nitrógeno amoniacal,  $[N_A]_{out}$ .
- $\dot{m}_{Nbio}$ : es el caudal másico de nitrógeno que se adhiere al medio, o sea, el caudal másico de demanda de nitrógeno,  $45,08 \text{ kg} \cdot \text{día}^{-1}$ .
- $\dot{m}_{Nstrip}$ : es el caudal másico de nitrógeno amoniacal que se desprende por stripping. Se determina como el producto del volumen del sistema por la Ec.31 en negativo.

Tomaremos como caudal de salida la diferencia entre el caudal de entrada y el caudal de agua que se ha perdido por evaporación,  $1526,77 \text{ m}^3 \cdot \text{día}^{-1}$ .

La única incógnita del balance es la concentración de salida del nitrógeno amoniacal, la despejamos (Ec.35) y calculamos.

$$N_{Ae} = \frac{\dot{m}_{Nin} - \dot{m}_{Nbio}}{Q_e + \frac{V \cdot K_e}{d \cdot \left(1 + \frac{10^{-pH}}{k_a}\right)}} \quad \text{Ec.35}$$

Resolviendo, se tiene una concentración amoniacal de salida de  $0,013 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ . Conocida la concentración de salida podemos determinar el balance de nitrógeno en el sistema, los resultados vienen recogidos en la Tabla 2.13:

$\dot{m}_{Nin} [\text{kg} \cdot \text{día}^{-1}]$	53,40
$\dot{m}_{Nout} [\text{kg} \cdot \text{día}^{-1}]$	0,02
$\dot{m}_{Nbio} [\text{kg} \cdot \text{día}^{-1}]$	45,08
$\dot{m}_{Nstrip} [\text{kg} \cdot \text{día}^{-1}]$	8,30

Tabla 2.13 - Balance de flujo másico de nitrógeno en el sistema

Se puede ver que la concentración de nitrógeno es prácticamente nula, sin embargo, los datos reales no serán tan optimistas, puesto que cuanto menos nitrógeno en el medio el stripping tenderá a ser más bajo, además hemos hecho la suposición de que todos los nitratos y nitritos se convierten en amoníaco y amonio, cuando, a pesar de ser despreciable frente a estos cálculos, no ocurre así en su totalidad.

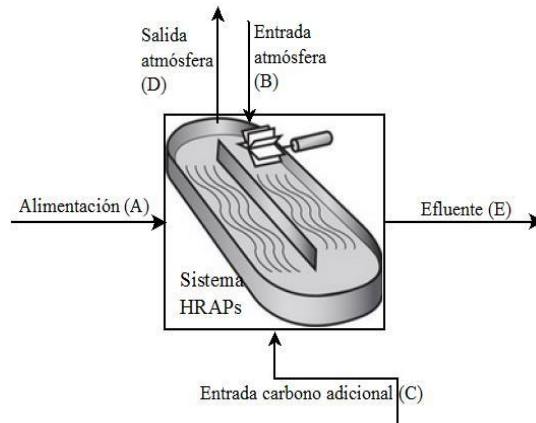
## 2.4.5 BALANCE DE MATERIA

Conocido los datos de evaporación, *stripping* y demanda de nutrientes podemos establecer el balance de materia. Partiremos de la ecuación general de balance de materia:

$$\text{Acumulación} = \text{Entrada} - \text{Salida} + \text{Generado} - \text{Consumo}$$

Al considerar estado estacionario, la acumulación será cero, y al haber reacción química (bioquímica) hay generación y consumo, éstos se calcularon en el apartado de demanda de nutrientes (Tabla 2.11).

En la Fig. 2.9 se muestra un diagrama de bloques en el que se muestran todas las entradas y salidas del sistema HRAP.



**Fig. 2.9 – Diagrama de flujo de materia en los HRAPs**

Primero definimos las entradas, tendremos entrada de materia por tres vías:

- (A): La principal es el efluente de la EDAR, contiene el agua y los nutrientes disueltos ( $\text{NH}_3$  y  $\text{H}_3\text{PO}_4$ ).
- (B): Al ser un sistema abierto tiene intercambio de materia con el entorno, en este caso entrará  $\text{CO}_2$  atmosférico.
- (C): La tercera vía de entrada será el aporte de  $\text{CO}_2$  mediante los difusores.

Luego definimos las corrientes de salida:

- (E): La principal corriente de salida es el efluente de agua con la biomasa de interés y con una carga menor de nitrógeno y fósforo.
- (D): El intercambio con la atmósfera hace que se pierda agua por evaporación y amoníaco por stripping, además de parte del  $\text{O}_2$  generado durante la fotosíntesis y no disuelto en el medio.

Para simplificar los cálculos en el balance se ha hecho una serie de suposiciones:

- No se han tenido en cuenta los micronutrientes en el balance, los metales que pueda haber en el agua ni ningún elemento que no sea amoníaco, fosfato, carbonatos o la biomasa.
- A pesar de que parte del oxígeno formado durante la fotosíntesis se queda en el medio de cultivo, y por tanto pasa hacia el efluente, se considera despreciable frente a la porción de oxígeno que pasa a la atmósfera sobre todo gracias a la ayuda del agitador.
- Se supondrá que prácticamente todo el nitrógeno que entra y sale del sistema será en forma de amoníaco u amonio, ya que el nitrógeno en forma de nitratos es despreciable frente a la de las formas amonio. También se considerará que todo el fósforo que entra y sale lo hará en forma de fosfatos.

- Consideramos el CO<sub>2</sub> no reaccionado en la fotosíntesis se disuelve en el medio, por lo que saldrá por el efluente.
- Se supone que el bicarbonato simplemente hará función como alcalinizador del agua y no como nutriente, por tanto, lo mismo que entra sale por el efluente.

Los resultados del balance se exponen en la Tabla 2.14:

	ENTRADAS [kg·día <sup>-1</sup> ]			GENERADO [kg·día <sup>-1</sup> ]	CONSUMO [kg·día <sup>-1</sup> ]	SALIDAS [kg·día <sup>-1</sup> ]	
	A	B	C			D	E
CO <sub>2</sub>	0	856,157	551,37	0	938,55	0	469,17
NaHCO <sub>3</sub>	186,915	0	0	0	0	0	186,915
NH <sub>3</sub> /NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	64,928	0	0	0	54,810	8,302	1,816
H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	16,895	0	0	0	13,141	0	3,754
H <sub>2</sub> O	1779197,26	0	0	0	237,353	253747,853	1525212,06
O <sub>2</sub>	3	0	0	756,818	0	756,818	3
X	0	0	0	486,834	0	0	486,834
<b>Total</b>	<b>1779466</b>	<b>856,157</b>	<b>551,37</b>	<b>1243,65</b>	<b>1243,65</b>	<b>254512,97</b>	<b>1526360,88</b>
<b>Total E y S</b>	<b>1780873,53</b>			<b>-</b>		<b>1780873,53</b>	

Tabla 2.14 - Balance de materia sistemas de HRAPs

Este balance se ha realizado teniendo en cuenta la máxima demanda de nutrientes, en la planta estos aportes se harán de forma automatizada y bajo demanda del cultivo que se verá reflejada en variaciones de pH.

Como ya ha sido evaluada la evaporación y el stripping de amoníaco previamente, la información que nos interesa de este balance es de la corriente líquida en el efluente, pues el resto de operaciones unitarias deberán tratarla para separar la biomasa y preparar el agua para reutilizar.

Llegados a este punto, más que el caudal diario nos interesa el caudal por hora pues, como ya se ha comentado previamente, la planta no trabajará durante las 24 horas del día sino durante 9 horas al día con un caudal constante.

Suponiendo que la corriente tiene las mismas propiedades físicas del agua, el caudal aproximado del efluente será: 169,58 m<sup>3</sup>·h<sup>-1</sup>. Y la composición de la misma, en cuanto a biomasa, fósforo y nitrógeno, viene recogida en la Tabla 2.15:

Q <sub>sal</sub> [m <sup>3</sup> ·h <sup>-1</sup> ]	<b>169,65</b>
X [mg·L <sup>-1</sup> ]	318,85
N [mg·L <sup>-1</sup> ]	0,98
P [mg·L <sup>-1</sup> ]	0,78

Tabla 2.15 – Composición de la corriente de salida del sistema de HRAPs

La concentración de biomasa equivale a la de sólidos suspendidos y es lo que cosecharemos mediante el sistema de separación sólido-líquido que precede a esta operación. Ésta es más concentrada que la estimada en el cálculo cinético ( $274 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ ) debido al agua perdida por evaporación.

Con estos datos podemos estimar la calidad de la operación como tratamiento terciario de aguas residuales para la remoción de nitrógeno y fósforo del sistema:

- Retirada de nitrógeno: 96,74%
- Retirada de fósforo: 74,10%

Dados los resultados podemos decir que es un proceso óptimo para retirar estos componentes del agua y evitar el daño por eutrofización en el medio en el que se vierta el agua.

## ANEXO 3: ECUALIZADOR DE FLUJO

La planta que se está diseñando en este TFG operará solamente 9 horas al día, sin embargo, la estación de aguas residuales asociada a esta planta mantendrá su aporte de efluente a lo largo de la noche y las horas que no se opere también. Además, este efluente no será ni constante ni homogéneo en el tiempo.

Para solucionar esto se recurre al diseño de un ecualizador de flujo, que no es más que un depósito situado en la línea que conecta la EDAR con la planta que estamos proyectando, de forma que el agua se deposite en éste de forma irregular a lo largo del día y, durante las horas de operación, suministre un caudal constante y homogéneo al proceso.

Los ecualizadores de flujo se usan en el tratamiento de aguas para minimizar la variabilidad del agua en cuanto a caudal y composición. Si hubiera mucha variación en estos parámetros la efectividad de todo el proceso global puede verse seriamente afectada. Con un ecualizador de flujo se consigue descargar el agua de forma uniforme.

Los beneficios de ecualizar el flujo son los siguientes:

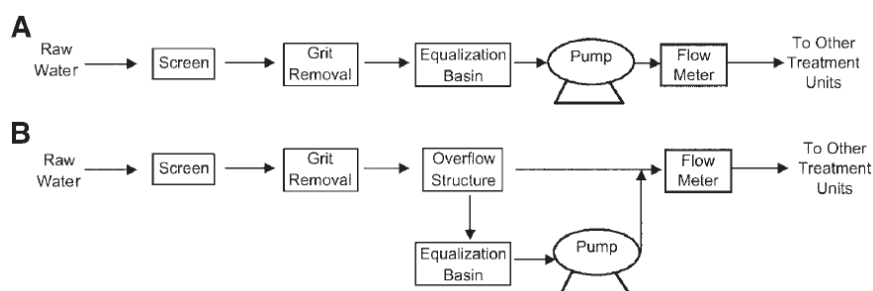
- Mejora de la eficiencia del sistema.
- Minimiza el impacto de las variaciones de carga durante la operación en procesos biológicos.
- Se simplifican las operaciones manuales y automatizadas dependientes del caudal.
- El tratamiento de aguas residuales mejora, ya que la DBO puede bajar si dentro del tanque de ecualización si se le añade una buena agitación.

Hay dos formas de colocar el ecualizador:

- En línea: Toda el agua debe pasar por el depósito de ecualización.
- Fuera de línea: Mediante un sistema de válvulas los caudales más altos que el de control son mandados parcialmente al depósito de ecualizador que está situado paralelo a la línea de alimentación de la planta y si es más bajo se bombea desde el ecualizador a la línea de alimentación del sistema.

En la Fig. 3.1 vemos los modos de operación. Se colocará en línea ya que acarrea menores costes de operación y es más adecuado para la forma en la que se va operar en esta planta.





**Fig. 3.1 – Localización del ecualizador: A) En línea. B) Fuera de línea**

El ecualizador de flujo consistirá en un depósito abierto, una balsa, en el que además de ecualizar el flujo se disolverá  $\text{NaHCO}_3$  para aumentar el pH del medio que, posteriormente, formará parte del medio de cultivo de *Spirulina*, por lo que estará dotado de un sistema de agitación.

### 3.1 DIMENSIONADO DE LA Balsa

El dimensionado de la balsa depende directamente de las variaciones del flujo de entrada. Éste tiene la función de guardar el agua cuando no se está alimentando el sistema y proporcionarla de forma regular durante las horas de operación.

Se determinará el volumen a partir de un estudio del patrón de flujo diario. El método que se llevará a cabo requiere graficar el volumen acumulativo frente al tiempo, en una gráfica denominada diagrama de Rippl [26]:

- Primero hay que conocer el flujo de entrada y dibujar el volumen acumulativo en una gráfica. El volumen acumulativo se obtiene añadiendo el caudal por el intervalo de tiempo al volumen anterior hasta completar el ciclo de 24h, se emplea la Ec.36.

$$V_i = \sum_{t=1}^{t_i} Q_i \cdot \Delta t \quad \text{Ec.36}$$

- El segundo paso es dibujar una línea paralela al caudal medio y tangente al diagrama de flujo acumulativo. El volumen del ecualizador se calcula como la suma de las rectas verticales desde el punto de tangencia a la línea de caudal medio.

Conocemos la distribución del caudal de entrada a la EDAR actualmente, esa distribución extrapolada al caudal de salida en 2037, nos dará la distribución del caudal de entrada en la planta que se está proyectando, para ello simularemos un retraso de 1 hora con respecto a los caudales de entrada, esta distribución se muestra en la Fig. 3.2:

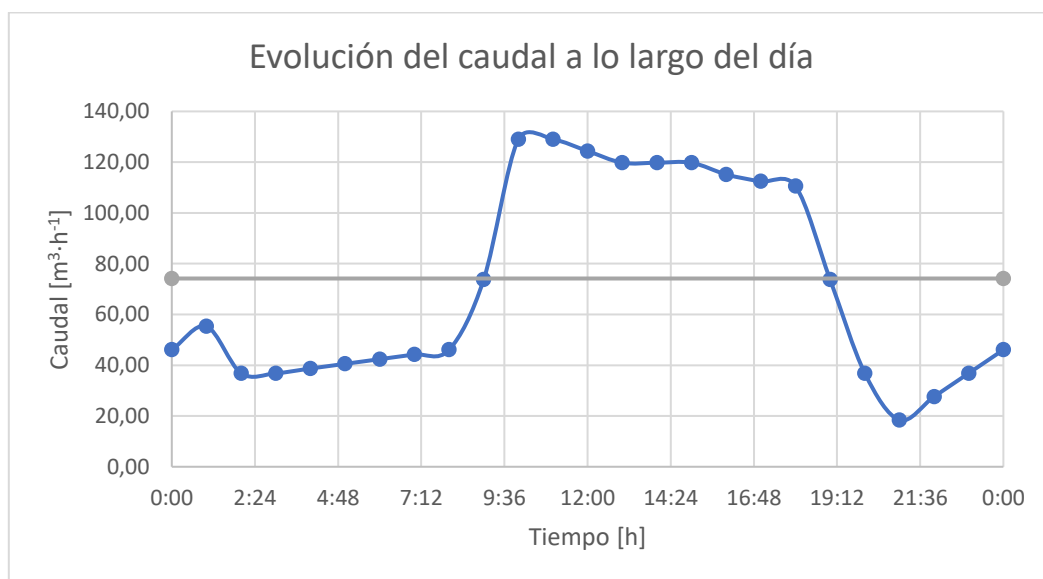
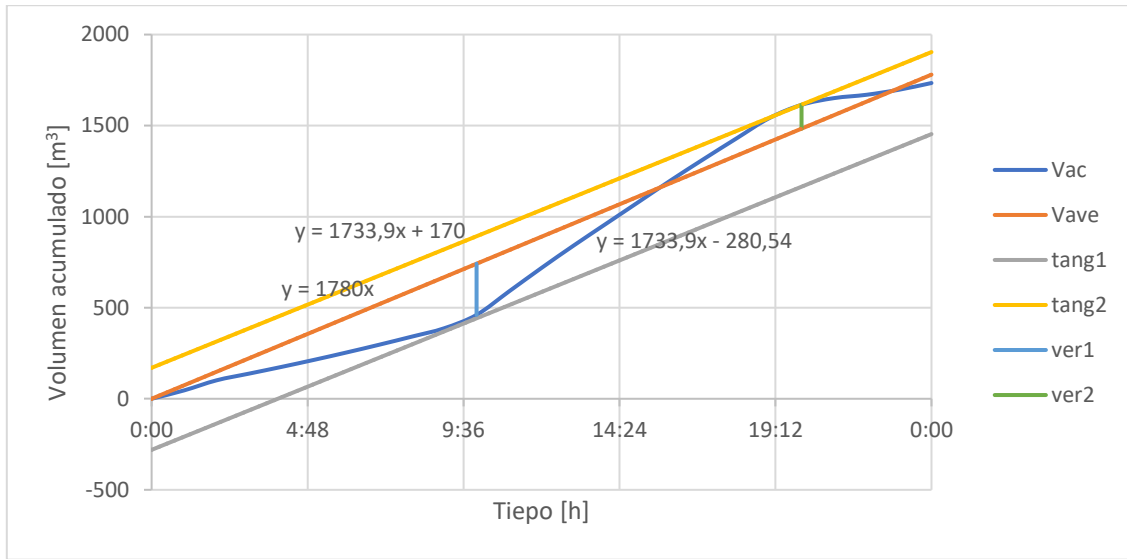


Fig. 3.2 – Evolución del caudal de entrada a lo largo del día

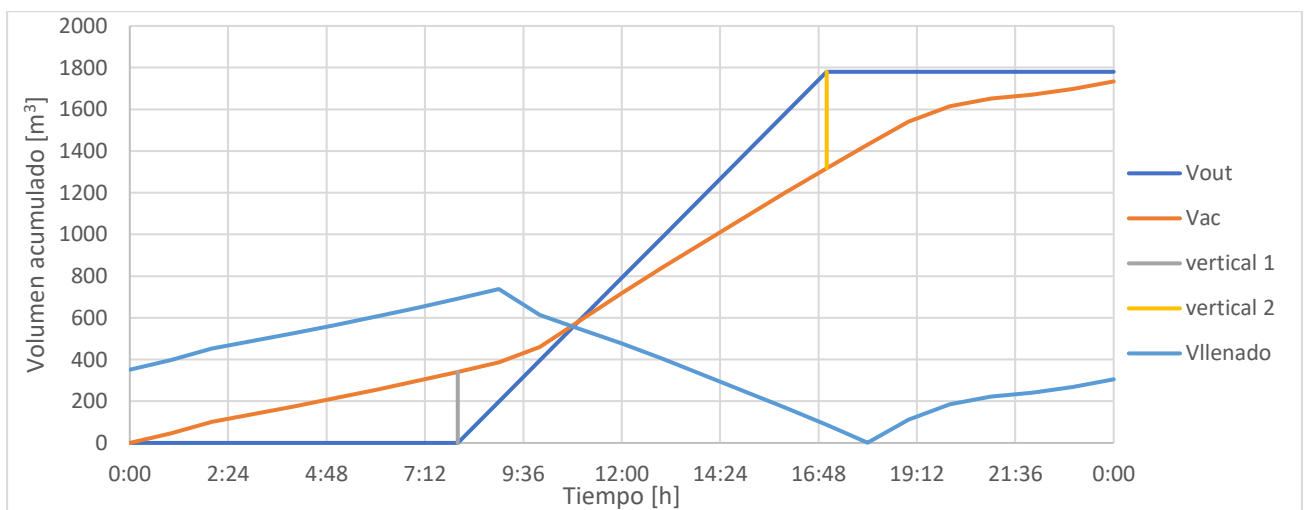
A partir de estos datos realizaremos el diagrama de Rippl y estimaremos el volumen necesario de balsa de ecualización (Fig. 3.3).



**Fig. 3.3 – Diagrama de Rippl, cálculo del volumen de la balsa de ecualización**

Conforme al método aportado por la bibliografía se estima el volumen de la balsa como la suma de las verticales que separan cada una de las tangentes al caudal medio. De esta forma se estima que la balsa de ecualización debe tener un volumen aproximado de 411,83 m³.

Esta estimación teórica es para el caso que se opere durante 24 horas y con un efluente con un caudal medio constante de 74,17 m³·h⁻¹ y durante las 24 horas del día. Realizamos, por tanto, otro diagrama de Rippl para determinar el volumen en nuestro caso con 9 horas de operación y caudal constante de 197,78 m³·h⁻¹ (Fig. 3.4):



**Fig. 3.4 – Diagrama de Rippl para el caso de homogenizar un caudal de 24h en 9h**

Sumando las verticales tenemos el volumen, 803,39 m³, además se estima que, para que no haya problemas de falta de agua para abastecer el sistema, a las 12:00AM debe haber un volumen de agua

dentro de la balsa de aproximadamente 350 m<sup>3</sup>, pues durante el tiempo de operación el caudal de descarga es mucho más grande que el de carga y se corre el riesgo de vaciado total antes de que la planta termine de operar.

Al requerir una balsa tan grande, se construirá rectangular, pues es más económica en cuanto a obra civil, y abierta, de unos 4 metros de profundidad y con un área de 15x13,4 m, dándose un volumen redondeando de 804 m<sup>3</sup>, y un tiempo de residencia de 10,84 horas.

El caudal de salida del ecualizador vendrá regulado por un lazo de control, adaptándolo al caudal de entrada, pues no será el mismo todos los días del año.

## 3.2 AUMENTO DEL PH

Esta balsa es la unidad previa al sistema de fotobiorreactores, la *Spirulina* necesita de un medio alcalino para crecer, por ello se requiere pretratar el agua para que no exista una pérdida de productividad por no añadir el medio en las condiciones idóneas.

Se requiere de un aporte de  $\text{NaHCO}_3$  para subir el pH y alcalinidad dentro del ecualizador, además se estima necesario un sistema de agitación apropiado a las dimensiones de la balsa y cerca de la zona de vertido de  $\text{NaHCO}_3$ .

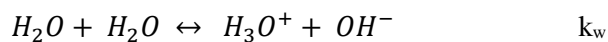
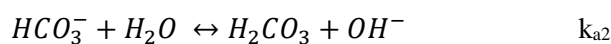
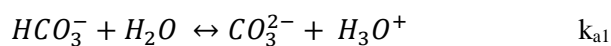
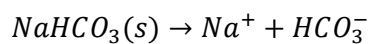
Se dosificará bicarbonato al sistema para acercarnos a pH a 9,5 que es el que queremos que haya en el medio de cultivo, este químico además formará parte de los nutrientes del microorganismo aportando carbono al sistema.

### 3.2.1 QUÍMICA DEL PROCESO

El bicarbonato de sodio tiene un comportamiento anfótero, es decir, regula el pH de un medio. En el caso del cultivo de microalgas, éste regula el pH para que no suba demasiado durante los periodos de fotosíntesis intensa.

Al ser una sal formada por la unión de un ácido diprótico ( $\text{H}_2\text{CO}_3$ ) y una base fuerte ( $\text{NaOH}$ ), el pH de la disolución en agua será básico.

Cuando se disuelve el bicarbonato en agua aparecen los siguientes equilibrios iónicos [11]:



Estas constantes serán resultado de las siguientes ecuaciones:

$$k_{a1} = \frac{[\text{CO}_3^{2-}] \cdot [\text{H}_3\text{O}^+]}{[\text{HCO}_3^-]} \quad \text{Ec.37}$$

$$k_{a2} = \frac{[\text{HCO}_3^-] \cdot [\text{H}_3\text{O}^+]}{[\text{H}_2\text{CO}_3]} \quad \text{Ec.38}$$

$$k_w = [\text{H}_3\text{O}^+] \cdot [\text{OH}^-] = 10^{-14} \quad \text{Ec.39}$$

Ahora realizamos un balance de masa:

$$[NaHCO_3] = [Na^+] \quad \text{Ec.40}$$

$$[NaHCO_3] = [HCO_3^-] + [CO_3^{2-}] + [H_2CO_3] \quad \text{Ec.41}$$

Y un balance de carga (Ec.42) y protónico (Ec.43):

$$[Na^+] + [H_3O^+] = [HCO_3^-] + 2 \cdot [CO_3^{2-}] + [OH^-] \quad \text{Ec.42}$$

$$[H_2CO_3] + [H_3O^+] = [CO_3^{2-}] + [OH^-] \quad \text{Ec.43}$$

Para concentraciones mayores de  $10^{-3}M$  las concentraciones de  $H_3O^+$  y  $OH^-$  son despreciables frente a las otras, quedando este balance protónico:

$$[H_2CO_3] = [CO_3^{2-}] \quad \text{Ec.44}$$

Ahora combinamos estas expresiones para obtener una expresión que nos permita el cálculo del pH (Ec.46):

$$k_{a1} \cdot k_{a2} = \frac{[H_3O^+] \cdot [HCO_3^-]}{[H_2CO_3]} \cdot \frac{[CO_3^{2-}] \cdot [H_3O^+]}{[HCO_3^-]} = [H_3O^+]^2 \quad \text{Ec.45}$$

$$[H_3O^+] = \sqrt{k_{a1} \cdot k_{a2}} \quad \text{Ec.46}$$

Siendo, de acuerdo a la bibliografía,  $k_{a1}=10^{-6,35}$  y  $k_{a2}=10^{-10,33}$ , a  $20^\circ C$ .

Resolviendo la Ec.46 se determina un pH de 8,34, éste será suficiente para que el cultivo, por la acción fotosintética, suba el pH del medio hasta un valor óptimo para el crecimiento de la Spirulina, entre 8,5 y 10,5.

Para que podamos llegar a esta solución debemos alcanzar una concentración de al menos  $10^{-3}M$  para ello se necesitarán 0,084 g de  $NaHCO_3$  por cada litro de agua. Teniendo en cuenta el caudal diario, se estima una necesidad de, al menos, 149,53 kilogramos diarios de la sal.

Para tener un margen de seguridad y para prever los posibles efectos tampón producido por las especies disueltas en el agua residual se harán los cálculos estimando, al menos, un 25% más, 186,92  $kg \cdot día^{-1}$ .

El aporte de bicarbonato vendrá regulado por el pH dentro del ecualizador, añadiendo más dosis cuando el pH en la balsa baje de 8,3.

A la semana se requerirán 1308,4 kg de la sal, este dato es necesario para controlar el tamaño de los depósitos y la recarga de las materias primas.

### **3.2.2 DOSIFICACIÓN DEL BICARBONATO**

El sistema que se utilizará para aportar bicarbonato al ecualizador estará formado por una tolva, donde se depositará el  $\text{NaHCO}_3$  en forma sólida y granulada, y un dosificador de sólido del tipo tornillo sin fin, se decide escoger uno de catálogo, en concreto el Rompebóvedas y dosificador ZFP 500/DM de la empresa Flow Control and Handling S.A.[57], éste introducirá la sal en la balsa en función del pH que haya dentro, mediante un lazo de control. El volumen de la tolva de almacenamiento puede estar comprendido entre 50 L o 5 m<sup>3</sup> y permite una dosificación de hasta 1500 L/h. Otras características son que el material es de acero inoxidable, el torillo sin fin puede medir hasta 8 metros, consume poca energía y no genera ruido.

En el apartado 7.2 del ANEXO 7: se han calculado las dimensiones del equipo.

Se estima un consumo medio mínimo de 6,23 kg/h durante todo el día, o sea, las 24 horas.

### 3.3 AGITACIÓN Y MEZCLA

Es común en los ecualizadores la instalación de un sistema de aireación, esto se instala para bajar la carga DQO del agua residual antes de entrar en cualquier unidad de la depuradora, en este caso, como la carga DQO es baja no será necesario añadirle oxígeno, pues será un gasto innecesario, además las microalgas no necesitan que haya demasiado oxígeno disuelto en el medio pues inhibiría el crecimiento.

Sin embargo, al añadir la sal directamente a la balsa se estima necesario un buen sistema de agitación, ya que nos interesa que el bicarbonato de sodio esté completamente disuelto antes de ir al HRAP. No será necesaria la instalación de deflectores pues los ángulos rectos de la balsa cuadrada actuarán como si de éstos se tratasen.

El diseño de un sistema de agitación económicamente adecuado requiere evaluar el consumo energético, la efectividad operando tanto en continuo como en discontinuo, el tiempo hidráulico de residencia y la geometría del recipiente, entre otros parámetros.

Aunque los tanques con geometría cilíndrica alcanzan mayor eficiencia de mezclado, para un volumen de tanque tan grande como este la geometría deja de ser influyente.

Según reglas heurísticas, para una agitación suave en un tanque grande la razón de potencia se encuentra entre  $0,04$  y  $0,1 \text{ kW} \cdot \text{m}^{-3}$  [34]. Como el bicarbonato se mezcla bien con el agua y el tiempo de residencia del tanque es grande podemos considerar una razón de potencia ligera. Se toma, por tanto, una razón de potencia de  $0,05 \text{ kW} \cdot \text{m}^{-3}$ . Multiplicando la razón de potencia por el volumen de la balsa se estima una necesidad de agitación de  $40 \text{ kW}$ .

Se decide instalar dos agitadores sumergibles de la marca Sulzer, en concreto, por sus características adaptadas a este caso se decide usar el modelo de la gama ABS XRW 900 [52]. Con un motor, cada uno, de  $22 \text{ kW}$  de potencia, suficiente para dotar el sistema de la agitación requerida ya que otorgan una potencia de agitación de hasta  $18,5 \text{ kW}$ .

Se colocarán en una zona cercana al punto de dosificación de bicarbonato de forma que se garantice la disolución de la sal con la mayor efectividad posible.

#### 3.3.1 CONSTRUCCIÓN

Se construirá totalmente enterrado y en hormigón. La zona de bombeo se alejará lo máximo posible del punto de descarga y agitación. El sistema de dosificación de bicarbonato se situará cerca del borde del ecualizador, a menos de  $4$  metros de distancia.

En el apartado de bombas en el apartado 9.2 del ANEXO 9: se especifica el número de bombas sumergidas que habrá y su capacidad.



## ANEXO 4: COSECHADO BIOMASA

### 4.1 MÉTODOS DE COSECHADO

Después del cultivo, el efluente del conjunto de biorreactores debe ser tratado para separar la biomasa del medio de cultivo, agua regenerada. Toda la biomasa debe ser separada con el fin de cumplir la regulación pertinente a la calidad del agua reutilizable, por ello es fundamental basarnos en la efectividad del método a la hora de seleccionarlo.

La eficiencia del cosechado de biomasa es esencial para conseguir una calidad del tratamiento alta y un coste efectivo del producto final, pues es aquí donde se tiene un gasto económico mayor, ya sea por consumo de reactivos, si se elige un método químico como floculación, o por consumo energético, en el caso de elegir una separación por métodos mecánicos, este proceso puede suponer entre un 20 y un 30% del coste operacional total. De hecho, es considerado el paso más complejo y costoso del sistema, el cual depende en gran medida de las características del cultivo, gracias a la función del sistema como tratamiento terciario de aguas residuales se reducen los costes al no tener que añadir fertilizantes para suplir de nutrientes al cultivo y además se recuperan parte de los costos al reutilizar el agua tratada.

A continuación, se enumerarán los métodos de cosechado y se justificará la elección de uno:

#### 4.1.1 FILTRACIÓN

- La **filtración por gravedad** es el método más barato y simple para separar sólidos suspendidos de un tamaño suficiente para ser cribados o colados. Está restringidos a organismos filamentosos u organismos que formen colonias lo suficiente para quedar atrapados en cribas de entre 50 y 100µm. No filtra especies de menor tamaño.  
Se han diseñado cribas y tamices vibratorios y rotativos con el fin de mejorar la separación. Éstos fueron diseñados en principio para retirar la materia particulada en el tratamiento de aguas residuales y pueden retener partículas de hasta 20µm.
- El **separador de láminas** es otro sistema basado en sedimentación por gravedad natural. La suspensión algal es bombeada continuamente al dispositivo mientras que la biomasa es retirada de forma discontinua. Existen algunas láminas que pueden separar organismos de hasta 1µm.
- Con los **filtros de banda** (Belt filter) se obtiene un factor de concentración mayor que con los métodos anteriores. La desventaja es que se usa un filtro de fibra de papel que a la hora de recoger la biomasa éste se va con ella, por lo que tendríamos una mezcla de biomasa algal y papel. Con el tiempo se ha desarrollado la versión tambor de los filtros de banda.

- Los **filtros de prensa** ofrecen la mejor efectividad, pero requieren un consumo energético enorme y no es adecuado para sistemas trabajando en continuo.
- Por último, están también los **filtros de tambor de vacío** que funcionan de forma similar a los tambores de filtro de banda, con una fina capa de pre-filtro que se retira junto con la biomasa, pero en este caso se crea un vacío en el interior del tambor para mejorar la filtración. Para obtener óptimos resultados, este sistema requiere un preconcentrado de la biomasa, hasta un 2% de materia seca. El problema de este método es que la biomasa recogida tiene entre 15 y 30% del material de pre-filtro y éste debe ser repuesto, además de su consumo energético y necesidad de mantenimiento de la bomba de vacío.

#### 4.1.2 FLOCULACIÓN

La floculación es el uso de productos químicos para que el cultivo de algas forme colonias y sea más fácil de recoger por sedimentación o cualquier otro método de separación sin requerir grandes esfuerzos. Esto se consigue modificando la carga eléctrica de la superficie de las células mediante la adición de sales de metales como calcio, aluminio o hierro, por ejemplo.

En lugar de recurrir a la adición de floculantes químicos, pues esta opción además de incrementar los costes por la compra de reactivos, éstos pueden ser tóxicos y afectar al crecimiento del cultivo. Es más recomendable recurrir a la autofloculación, en el que las células se juntan y sedimentan por sus propios métodos. De este modo tenemos que elegir entre métodos de cosechado costosos o procesos menos productivos.

La autofloculación está asociada con pH altos y privación de CO<sub>2</sub>, regulando estos factores se podría conseguir la floculación si no fuera porque depende de más factores del medio que no son fáciles de predecir.

Para cultivos de *Spirulina* no es recomendable este método pues ya de por sí es un microorganismo grande y relativamente sencillo de cosechar sin necesidad de floculantes.

#### 4.1.3 FLOTACIÓN

El principio de la flotación es el de permitir que pequeñas burbujas de aire u ozono transporten las partículas sólidas a la superficie y las mantengan ahí de forma que puedan ser recolectadas de la superficie. Muchas veces es más sencillo hacer flotar las partículas que esperar a que sedimenten ya que tienen una densidad muy parecida al agua. En algunos casos se combina con la adición de floculantes para mejorar la eficiencia del sistema.

#### 4.1.4 TAMIZADO

El objetivo del tamiz es de separar una alimentación que contiene partículas de varios tamaños en dos fracciones: una inferior que pasa a través del tamiz, el medio de cultivo, y otra superior que es rechazada por el tamiz, la biomasa. El fundamento de separación se basa exclusivamente en el tamaño de las partículas y pueden ser usados tanto para la separación de sólidos de distinto tamaño como para la separación mecánica de sólidos en líquidos, que es lo que nos interesa.

Un tamiz ideal separaría de forma clara la mezcla de alimentación, de tal manera que las partículas más pequeñas en la corriente superior sean mucho mayores que la más grande en la corriente inferior. Esta separación define el diámetro de corte o luz de malla.

Se han usado en algunos casos microtamices con luz de malla muy pequeña, preparadas para retener sólidos finos, para cosechar microalgas con buenos resultados de eficacia y consumo energético.

Al igual que los filtros los hay de muchos tipos: de tambor, de disco, de banda y vibratorios, por ejemplo.

#### 4.1.5 OTROS

La **centrifugación** es un método excelente de separación de la biomasa ya que es rápido y eficaz, pero inviable para sistemas de gran escala al requerir mucha energía y equipos especializados.

Para la *Spirulina* ha demostrado no ser el mejor método pues ésta, en lugar de sedimentar e ir al fondo, tiende a ir a la superficie por ello este método está descartado para su cosechado.

Con el uso de **decantadores** se pueden conseguir fracciones de sólido bastante altas, el problema es que requiere de un medio preconcentrado.

Los **separadores de platos** se usan en procesos industriales para la separación de líquidos de distinta densidad, en el caso de las microalgas se han obtenido concentrados de hasta 12% de materia seca. Y el uso de **centrífugas de boquilla** se parece al método anterior en muchos aspectos, pero con éstas se obtiene un producto más homogéneo y más concentrado. El problema de estos métodos es el consumo energético y que puede dañar la calidad de la biomasa.

## 4.2 MÉTODO DE SEPARACIÓN ELEGIDO

Para elegir el mejor método de separación debemos tener en cuenta una serie de aspectos como que las microalgas tienen una densidad muy similar al agua y el tamaño de las partículas. Una concentración de biomasa de  $318,97 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$  equivale a 0,032% de sólido seco. Después del tratamiento la biomasa se puede concentrar hasta valores de entre 5 y 20% de sólido seco. La elección del método depende del alga que se vaya a separar y el uso que se le vaya a dar a la biomasa.

La Spirulina es una cianobacteria del tipo filamentosa con un tamaño entre 30 y 70  $\mu\text{m}$ . Al tratar con células grandes no será necesario ningún tipo de preconcentrado, así que, para no encarecer más el proceso elegiremos un dispositivo que separe la biomasa en un solo paso. El proceso es continuo mientras opera la planta, por tanto, esperamos recoger la biomasa de forma continua durante lo que dure la operación, 9 horas.

Se espera un concentrado acuoso pues, posteriormente, será hidrolizado. Se valorarán el consumo energético con respecto a la concentración obtenida. Como se está diseñando la planta entera no se ha establecido límite de inversión en ninguna unidad específica, sin embargo, se elegirá la unidad con mejor eficiencia y tasa de recuperación de sólido, sin atender demasiado al precio del inmovilizado. Se intentará que la demanda energética sea lo más baja posible para que los gastos energéticos no sean tan grandes.

En nuestra planta se elige como sistema de separación sólido líquido una unidad de microtamizado, en concreto un microtamiz de disco (Fig. 4.1), ya que es un sistema muy utilizado en el tratamiento de aguas residuales para la separación de sólidos suspendidos y ha dado buenos resultados separando microalgas grandes y filamentosas como la Spirulina. Usando un tamaño de malla de 30  $\mu\text{m}$  se puede conseguir una tasa de recuperación de biomasa bastante alta ahorrándonos de recurrir a métodos con un consumo de energía o reactivos excesivo.

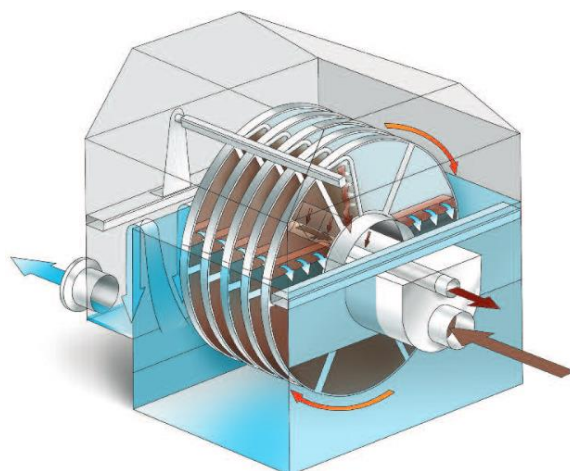


Fig. 4.1 – Esquema de funcionamiento de un microtamiz de discos [59]

### 4.3 DISEÑO DE LA UNIDAD DE SEPARACIÓN

Se ha decidido tomar esta unidad de catálogo, la unidad seleccionada es el microtamiz de discos Rodisc® de la marca HUBER [59]. Éste consiste en una serie de discos filtrantes giratorios dispuestos a lo largo de un eje central, sumergidos un 60% en el fluido a filtrar a través de los discos filtrantes con una luz de paso, en este caso, de 30µm. La misma agua filtrada se usa como agua de lavado de los discos, pues los sólidos se colmatan en la superficie de los discos, de esta forma se ahorra agua y energía, la limpieza del tamiz es continua, sin interrumpir el proceso de filtrado. El concentrado se va por otro conducto.

Principalmente se ha elegido este dispositivo porque cumple todos los requisitos que buscábamos en el separador:

- Reducción prácticamente total de sólidos.
- Tamaño compacto.
- Bajo mantenimiento gracias a su sistema de autolavado.
- Funciona en continuo.
- Acepta caudales de hasta 1500 m<sup>3</sup>·s<sup>-1</sup>.
- Tamaño de luz de malla hasta 10 µm.
- Fácil operación.
- Diseño compacto y económico.
- La construcción compacta y la concepción modular del equipo hacen que se pueda adaptar fácilmente a las condiciones existentes.

Basándonos en una unidad similar utilizada para la reutilización de aguas residuales para regar un club de golf en Emiratos Árabes (Tabla 4.1) podremos sacar algunos datos útiles de cara al cálculo del balance de materia en el separador.

DATOS TECNICOS:		
Tamaño equipo:	RoDisc 20	
Caudal <sub>max</sub> :	900	[m <sup>3</sup> /h]
Concentración entrada:	~ 250	[ppm]
Concentración de salida:	< 10	[ppm]
Porcentaje de reducción	96	[%]

Tabla 4.1 – Datos técnicos del Rototamiz RoDisc usado en Emiratos Árabes [59]

Se considerará una eficacia, o porcentaje de reducción, del 90% para tener un margen de seguridad.

El caudal máximo de salida del sistema de HRAPs será de alrededor de 169,58 m<sup>3</sup>·h<sup>-1</sup>. Éste se mantendrá prácticamente homogéneo por acción del homogeneizador de caudal al principio de la planta. Con esto y junto al tamaño de luz de malla deseado, 30µm, se elige las dimensiones de la unidad.

Comparando las dimensiones de esta unidad en otros proyectos, para el caudal tratado se requerirá una unidad de 8 discos. El área de filtrado de cada disco será de 5,23 m<sup>2</sup>, y tendrá unas dimensiones de 9,96 m de largo y un altura y ancho de 2,58 m.

## 4.4 BALANCE DE MATERIA

Este tipo de unidades de separación suelen tener una corriente de entrada y dos de salida, una con el líquido clareado y la otra con alta concentración de sólido (Fig. 4.2) [41].

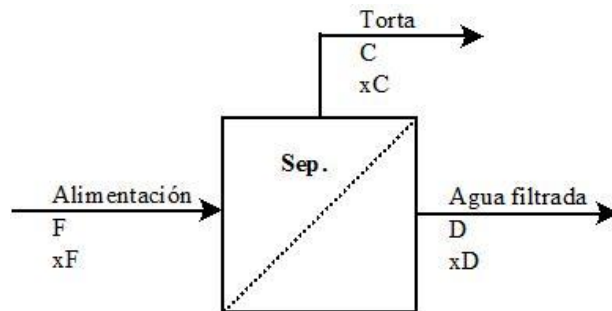


Fig. 4.2 – Diagrama de flujo del separador

A un tamiz se le puede aplicar un balance de materia sencillo, en los que, al trabajar en estado estacionario y no haber reacción química, la acumulación, la generación y el consumo son nulos. Por tanto, la entrada será igual a la salida. En la Ec.47 tenemos el balance global de materia y en la Ec.48 el balance de materia en función de la concentración de biomasa:

$$F = D + C \quad \text{Ec.47}$$

$$x_F F = x_D D + x_C C \quad \text{Ec.48}$$

Siendo F el caudal de la alimentación, D el caudal del agua filtrada por el tamiz, C el caudal del concentrado de biomasa y x la concentración de sólido, la biomasa, en cada corriente.

Del balance conocemos el caudal y la concentración de la biomasa en la corriente de entrada, además hemos estimado que la eficacia de la separación será del 90%, es decir, el 90% de los sólidos suspendidos se van por lo retenido en los discos (Ec.49).

$$e \cdot x_F F = x_C C \quad \text{Ec.49}$$

Mediante el tiempo de lavado de los discos se puede modificar la concentración de la torta de sólidos que se retiene. Como para el reactor enzimático (ANEXO 6) la concentración óptima de sustrato, o sea la biomasa de la Spirulina, debe ser un 4% en masa de la solución a tratar se operará con un tiempo de lavado que permita obtener esa concentración de sólido. De ese modo podemos fijar la concentración de sólidos en la torta,  $x_c$ .

Conocidos los datos de la corriente de entrada, la eficacia del sistema y la concentración de sólidos a la salida se puede resolver el balance por medio de las últimas ecuaciones mostradas. Los resultados vienen en la Tabla 4.2:

	F (Feed)	D (Agua)	C (Concentrado)
$Q[m^3 \cdot h^{-1}]$	169,65	168,43	1,22
$\dot{m} [kg \cdot h^{-1}]$	169595,65	168378,57	1217,09
%SST	0,032%	0,0032%	4,00%
$\dot{m}_X [kg \cdot h^{-1}]$	54,09	5,41	48,68
$X[mg \cdot L^{-1}]$	318,86	32,12	39988,00

Tabla 4.2 – Balance de masa al rototamiz de discos

Tras el separador tenemos dos corrientes: una de agua, que antes de ser vertida debe pasar por un proceso de neutralización de pH, y una corriente con el concentrado de biomasa que será mandada al reactor enzimático.



## ANEXO 5: NEUTRALIZADOR DE PH

### 5.1 INTRODUCCIÓN

El destino del agua tras el proceso es el de ser reutilizada. Para ello la calidad del agua cumple con los requisitos del R.D. 1620/2007: no se tiene constancia de la presencia de microorganismos que no sean la *Spirulina* y los sólidos en suspensión están por debajo de  $35 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ , limitándola a una calidad por debajo de la 2.2 con respecto al ANEXO I.A del mencionado Real Decreto.

Por otro lado, las leyes medioambientales exigen que el valor de pH del agua residual se desvíe muy poco de la neutralidad, éstas deben tener un pH de entre 6 y 9, en nuestro caso tenemos un pH de 9,5 unidades, y, por tanto, debe reducirse para cumplir el requisito establecido, pues si el agua no es buena para verter tampoco es buena para ser reutilizada, ya que los valores de pH fuera de ese rango son extremos para la vida del entorno en el que se vierte.

Para solventar este problema se diseña un reactor de neutralización, en el que, por medio de una reacción química ácido-base, se reducirá el pH hasta un valor que satisfaga los criterios establecidos.

A la hora de seleccionar el sistema neutralizante se deben tener en cuenta una serie de criterios como:

- El tipo de agente neutralizante y la disponibilidad (precio).
- La reactividad.
- La posibilidad de generación de fangos y vías para eliminación de los mismos.
- Seguridad y facilidad de manipulación y mantenimiento.
- Coste total incluyendo los sistemas de alimentación y almacenamiento.
- El efecto de sobredosis de reactivo.

## 5.2 SELECCIÓN DEL AGENTE NEUTRALIZANTE

Los agentes neutralizantes más comunes en la neutralización de aguas alcalinas son el ácido sulfúrico, el ácido clorhídrico y gases de combustión ( $\text{CO}_2$ ).

- El **ácido sulfúrico** es el reactivo más utilizado para la neutralización de flujos residuales alcalinos, por su coste, competitivo frente a otros agentes neutralizantes, y su fácil manipulación. La desventaja es que su carácter corrosivo exige un cuidado especial en su manipulación y almacenamiento además de que la reacción puede producir precipitados de metales alcalinoterreos.
- El **ácido clorhídrico** destaca por su coste, ligeramente superior al anterior, su alta corrosividad y su efecto fumante, o sea, la formación de gases tóxicos en las reacciones en las que interviene.
- El  **$\text{CO}_2$**  en contacto con agua forma  $\text{H}_2\text{CO}_3$ , ácido carbónico. Éste reacciona con las sustancias básicas para neutralizar el medio. Su aplicación se hace por medio de un burbujeo a través del líquido básico o se hace fluir a contracorriente por una columna de relleno.

La selección del agente neutralizante depende de factores como su coste, los gastos de transporte, la manipulación en planta, la preparación al uso y el coste de la inversión en los equipos de almacenamiento, seguridad y trabajo.

Se ha valorado la utilización de estos tres compuestos para este proyecto y se ha llegado a la conclusión que el mejor reactivo para neutralizar el agua en nuestro caso es el  $\text{CO}_2$ , ya que, no solo su manipulación y almacenamiento es mucho menos complejo que el de los otros dos reactivos, sino que, además es un reactivo mucho más seguro, evitando riesgos de quemaduras en la piel por contacto, derrames o fugas que pondrían en riesgo al personal de las instalaciones y al medio ambiente. También, este mismo reactivo, se usará en la misma instalación para el control del pH y el abastecimiento de carbono en los HRAPs.

El proceso de añadir  $\text{CO}_2$  al agua se llama carbonatación.

El  $\text{CO}_2$  es el neutralizador perfecto para aguas alcalinas, pues no es posible una sobreacidificación. En la curva de neutralización (Fig. 5.1) se observa que a pH por debajo del neutro actúa con suavidad y a pH ligeramente ácido se va convirtiendo en una curva progresivamente plana, esto es debido a la capacidad tampón de la especie.

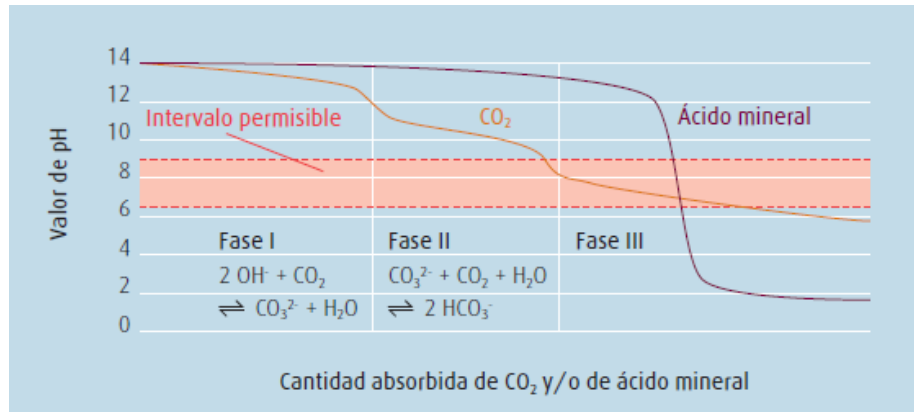


Fig. 5.1 – Curva de neutralización de aguas alcalinas [60]

A pH altos, podemos observar, el dióxido de carbono actúa de forma rápida y eficaz, bajando bruscamente el pH con poca dosis de producto.

No produce corrosión que ocasionarían los otros neutralizantes por lo que alarga la vida de las instalaciones.

Además, el dióxido de carbono comercial que se usará es obtenido por los proveedores de fuentes naturales o reciclado de gases residuales de la industria tras una purificación. De este modo se reducen las emisiones globales de CO<sub>2</sub>.

La cantidad de agente neutralizante necesario dependerá de la cantidad de alcalinidad del medio y el pH objetivo.

## 5.3 MODO DE OPERACIÓN

En nuestro caso tenemos un agua alcalina que queremos reducirle el pH hasta un valor de dentro de los límites sin utilizar demasiada dosis de reactivo pues encarecería el proceso global. Reducirlo hasta un pH de 6 o 7 requeriría una mayor dosis de reactivo que si se redujera hasta 8 o 9. Decidimos reducir el pH del agua hasta un valor de 8,5 ya que así nos aseguramos de cumplir los requisitos de reutilización sin usar mucho más reactivo del necesario, optimizando los costes.

Se puede llevar a cabo tanto de forma continua como por lotes. Para caudales grandes, como este caso, se aplica una neutralización continua. Para estos casos se espera un flujo de entrada y un pH relativamente constante y pocas variaciones repentinas. De otro modo habría problemas en el tratamiento e incrementaría mucho la complejidad y dificultad de la operación.

Si el pH de la entrada es mayor de 2 unidades de pH que el objetivo, normalmente se diseñan dos tanques de neutralización en serie, en este caso con uno bastará.

A parte del pH, el parámetro de referencia para la neutralización, y el flujo de entrada, para un buen diseño del sistema de neutralización, debemos conocer de la corriente de entrada la alcalinidad, la capacidad tampón y la dureza.

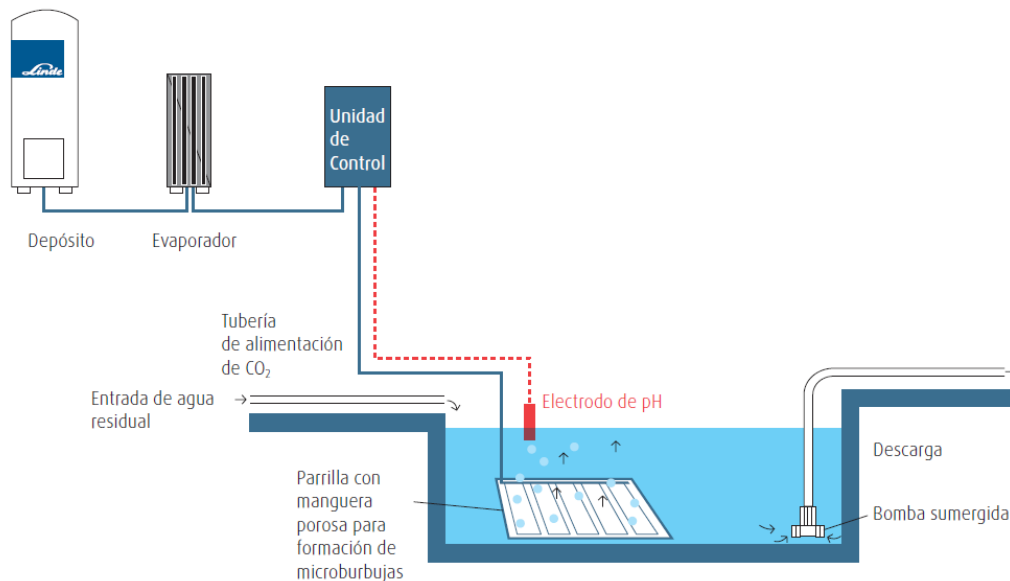
- La **alcalinidad** es la capacidad del agua para neutralizar ácidos. En aguas donde los iones que predominan en el control de pH son  $[H^+]$ ,  $[OH^-]$ ,  $[HCO_3^-]$  y  $[CO_3^{2-}]$  las formas de alcalinidad encontradas son hidroxilo, carbonato y bicarbonato.
- La **capacidad tampón** es la capacidad que tiene una solución para soportar los cambios de pH cuando un ácido o una base son añadidos al medio. El coste y la eficiencia de la neutralización depende en gran parte de la presencia de disoluciones tampón. La presencia de carbonatos, fosfatos o ácidos orgánicos débiles pueden suponer efecto tampón en el agua. Si no se tiene en cuenta esta capacidad a la hora de diseñar el sistema de neutralización, la cantidad de agente químico necesaria será mucho mayor causándonos problemas de operación.
- La **dureza** depende de la presencia de cationes metálicos, los principales causantes de la dureza en el agua son calcio, magnesio, hierro y manganeso.

La alcalinidad o la capacidad tampón no nos deben preocupar, pues las especies causantes de estos fenómenos son retiradas por los microorganismos durante el cultivo, sin embargo, al haber una evaporación de agua notable puede que la dureza haya aumentado al concentrarse los iones causantes de este valor.

El diseño de un buen sistema de neutralización debe basarse en la optimización de factores como los resultados de la experimentación en laboratorio y los análisis de costes. Como no se dispone de datos experimentales el diseño se basará en datos teóricos y datos de equipos ya diseñados para otras plantas.

Dado nuestro caudal, conviene trabajar en continuo, los equipos que proponen en la bibliografía [60] para la neutralización de agua pueden ser inyección de  $\text{CO}_2$  en tuberías (reactor de flujo pistón), inyectar el  $\text{CO}_2$  en balsas mediante difusores (tanque gasificado abierto), o en un tanque cerrado a presión con burbujeo de  $\text{CO}_2$ .

Por su sencillez y economía se decide usar una balsa con difusores de  $\text{CO}_2$  (Fig. 5.2), en el que se el aporte de  $\text{CO}_2$  no será continuo, sino que estará controlado por un lazo de control que mantenga el pH a un valor de alrededor de 8,5, cuando esté más alto se activarán los difusores y mientras que esté más bajo solamente se alimentará el sistema con el agua, que tendrá un carácter básico.



**Fig. 5.2 – Diagrama del sistema de neutralización de agua mediante una balsa con difusores [60]**

Seguirá prácticamente el mismo principio que el control de pH en los HRAPs, solo que en este medio no habrá ninguna reacción que empuje el pH nuevamente hacia valores básicos.

## 5.4 DISEÑO DEL REACTOR DE NEUTRALIZACIÓN

Como el reactivo elegido es  $\text{CO}_2$  suministrado en forma gaseosa y el agua es un medio líquido el reactor de neutralización será un reactor heterogéneo en el que dos fases distintas, una líquida y otra gaseosa, interaccionan para reaccionar. En este tipo de procesos el reactivo gaseoso se disuelve en la fase líquida reaccionando con alguno de los componentes de ésta. Ocurren simultáneamente fenómenos de difusión y de reacción química.

En el diseño de un reactor gas-líquido no sólo es necesario determinar la temperatura y presión de operación, sino también asegurar una adecuada área interfacial de contacto entre ambas fases.

Para la determinación de la cinética del proceso de absorción con reacción química simultánea se tiene presente la teoría de la doble película de Withman (Fig. 5.3) [25], [27].

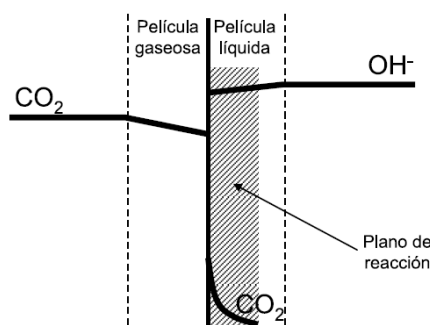


Fig. 5.3 – Teoría de la doble película [25]

La velocidad global del proceso está determinada por las velocidades de transferencia de materia en el gas y por la velocidad de la reacción química. Como la difusividad de los líquidos en gases suele ser despreciables, estas reacciones pueden presentar dos comportamientos extremos:

- Reacción gobernada por la transferencia del reactivo gaseoso en el líquido, reacción rápida.
- Reacción gobernada por la reacción química, reacción lenta.

Aunque estos reactores se consideran heterogéneos, la reacción química es homogénea, y ocurre en la fase líquida. En estos sistemas, la suposición más importante es que tanto la fase gas como la fase líquida circulan en mezcla perfecta. Para la fase líquida esta suposición es razonable, porque la principal función del agitador es provocar un rápido movimiento circulatorio en el líquido.

Generalmente, para el modelado de este tipo de reacciones es necesario conocer ciertos parámetros respecto al  $\text{CO}_2$ , además de:

- El coeficiente de transferencia de masa,  $k$  [m/s].
- Concentración del gas en el líquido saturado,  $C_A^*$  [mg/L].
- Concentración real del gas en el líquido,  $C_A$  [mg/L].

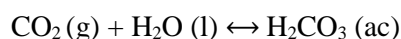
- Superficie de contacto entre fases,  $S$  [ $m^2$ ]
- Tiempo de contacto entre fases [ $s$ ].

Como desconocemos los datos concretos de nuestro caso, el diseño del reactor de neutralización se basará en la adaptación de sistemas ya diseñados, pero para caudales de agua menores y/o valores de pH mayores a los que tenemos en este caso.

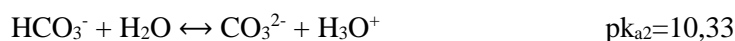
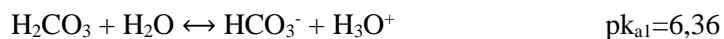
### 5.4.1 QUÍMICA DEL PROCESO

La mayor parte del  $CO_2$  en soluciones acuosas está en forma de gas disuelto, en disolución solo una pequeña proporción del dióxido de carbono se convierte en ácido carbónico, que es el que actúa como neutralizante. Las disoluciones acuosas de  $CO_2$  son débilmente ácidas porque sólo reacciona una ínfima parte, el resto se diluye. De ahí que el  $pK_a$  del ácido carbónico sea más pequeño del que se tendría si realmente todo el  $CO_2$  disuelto pasara a  $H_2CO_3$ . La combinación de  $CO_2$  con agua es un proceso relativamente lento, aunque se ve acelerado con la basicidad del medio en el que reacciona.

Sigue la siguiente reacción:



El ácido carbónico, al ser un ácido poliprótico, se disocia por medio de dos etapas en las que pierde un protón cada vez.



En el primer equilibrio se consigue una acidificación más fuerte pues el equilibrio está desplazado a la derecha, en cambio, en el segundo el  $CO_3^{2-}$  funciona mejor como base y el equilibrio está desplazado a la izquierda [11].

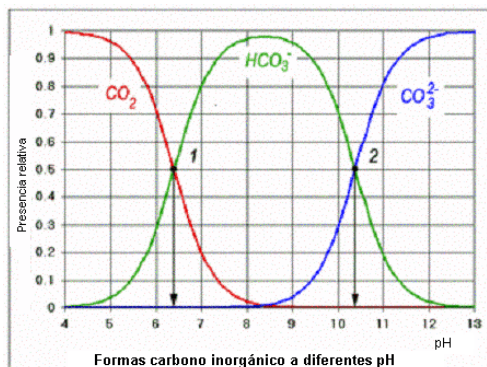


Fig. 5.4 – Especies predominantes de carbonato según pH

En la Fig. 5.4 tenemos la distribución de las especies carbonatadas según el pH del medio, el pH determinará la forma en que se encontrará el CO<sub>2</sub>. Se observarán distintos comportamientos en el sistema según el pH en el que se encuentre el medio:

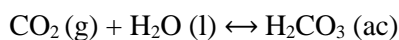
- A **pH<8** tendremos los equilibrios desplazados a la izquierda con el objetivo de alcalinizar el medio. Predominan en el medio CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> rodeados de un exceso de protones.
- A **pH>10** los equilibrios estarán desplazados hacia la derecha con el objetivo de bajar el pH, predominan las especies de CO<sub>3</sub><sup>2-</sup> y HCO<sub>3</sub><sup>-</sup>.
- A un **pH entre 8 y 10** existirán ambos equilibrios y se encontrarán todas las formas de carbonato, cuanto más CO<sub>2</sub> se añada, más H<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> se formará y según el principio de Le Châtelier el equilibrio se desplazará a la derecha produciendo más protones y acidificando el medio. Nuestro sistema se mueve dentro de este rango de pH.

Como hemos visto en la Fig. 5.1, la curva de neutralización de aguas alcalinas con CO<sub>2</sub>, cuando el pH del medio alcanza la neutralidad se necesita una dosis mucho mayor de dióxido de carbono para acidificar el medio por debajo de un pH 7, por lo que no será necesario ningún tipo de control para el exceso de acidez del agua.

## 5.4.2 ESTIMACIÓN DE LA DEMANDA DE REACTIVO

Se debe estimar también la demanda de agente neutralizante, CO<sub>2</sub>, que requiere el sistema:

Lo haremos basándonos en la estequiometría de las reacciones mencionadas anteriormente:



Partimos de la concentración de protones dada por el pH que queremos obtener y del que tenemos en el medio antes de la reacción:

$$\text{pH}=9,5 \rightarrow [\text{H}_3\text{O}^+]_0 = 3,16 \cdot 10^{-10} \text{ mol} \cdot \text{L}^{-1}$$

$$\text{pH}=8,5 \rightarrow [\text{H}_3\text{O}^+]_f = 3,16 \cdot 10^{-9} \text{ mol} \cdot \text{L}^{-1}$$

En datos experimentales de sistemas reales se tiene una demanda de dióxido de carbono para disminuir el pH, aunque más unidades de las que se pretende en este sistema. La Tabla 5.1 corresponde a la estequiometría de la neutralización de una solución de sosa cáustica sin tamponar hasta un pH 8,5.



ph	NaOH [kg/m <sup>3</sup> ]	CO <sub>2</sub> [kg/m <sup>3</sup> ]	HCl [kg/m <sup>3</sup> ]	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> [kg/m <sup>3</sup> ]	HNO <sub>3</sub> [kg/m <sup>3</sup> ]
10,0	0,004	0,004	0,012	0,005	0,01
10,5	0,013	0,014	0,038	0,016	0,031
11,0	0,04	0,044	0,12	0,05	0,1
11,5	0,13	0,14	0,38	0,16	0,31
12,0	0,4	0,44	1,22	0,51	0,97
12,5	1,3	1,39	3,84	1,6	3,1
13,0	4,0	4,4	12,2	5,1	9,7
13,5	12,6	13,9	38,4	16,1	30,7
14,0	40	44	122	51	97

**Tabla 5.1 - Demanda de reactivos para neutralizar una solución de NaOH hasta 8,5 [60]**

Si nos basamos en que para disminuir el pH de 10 a 8,5 se necesitan 0,004 kg·m<sup>-3</sup> de CO<sub>2</sub> se tiene una demanda de 0,67 kg·m<sup>3</sup>, 6,06 kg·día<sup>-1</sup>.

Como no podemos garantizar que estos datos se apliquen al 100% al sistema que estamos diseñando se previene una eficacia del sistema del 75%, de esta manera se tendrá una demanda de 8,08 kg·día<sup>-1</sup>.

Correspondiendo con 56,57 kg de CO<sub>2</sub> semanales.

Añadiendo 0,004 kg·m<sup>-3</sup> de CO<sub>2</sub> se garantiza la disolución del gas en el agua puesto que la solubilidad del agua a 20°C es de hasta 1,7 kg de CO<sub>2</sub> por m<sup>3</sup> de H<sub>2</sub>O. Y rara vez la temperatura del agua estará a mayor temperatura que 20°C, siendo este el peor de los casos para la solubilidad, pues esta es inversamente proporcional a la temperatura.

Al ser un gas, se podrá almacenar de forma criogénica y a altas presiones, para ocupar menos espacio, además hay multitud de depósitos criogénicos en catálogos que cumplen nuestras necesidades.

### 5.4.3 DIMENSIONADO

Los tanques de neutralización convencionales suelen tener entre 10 y 20 minutos de tiempo de residencia. Se diseñará uno de 20 minutos para asegurarnos de la difusión del CO<sub>2</sub> de la fase gaseosa a la fase líquida, además de disponer de un buen sistema de mezclado, siempre para favorecer la transferencia de materia.

El flujo de entrada al reactor de neutralización será el de salida del separador, o sea, 168,43 m<sup>3</sup>·h<sup>-1</sup>, con un pH de 9,5, y con una cantidad de sólidos suspendidos de 32,13 mg·L<sup>-1</sup>.

Para determinar el volumen del tanque basta con multiplicar el tiempo de residencia elegido por el caudal de entrada, de esa forma tenemos un volumen de: 56,12 m<sup>3</sup>, este valor y forma de cálculo se ve respaldado por fabricantes de estos sistemas.

La altura ideal de este tipo de tanques es de 1,5 m y se proveerá de CO<sub>2</sub> por medio de difusores situados en el fondo, al igual que la unidad de ecualización esta balsa también estará construida en hormigón y con geometría rectangular.

En la Tabla 5.2 se muestran las dimensiones del tanque y los valores corregidos de volumen y área

H [m]	1,5
A [m <sup>2</sup> ]	37,42
L <sub>1</sub> [m]	5
L <sub>2</sub> [m]	7,5
Valores corregidos	
V [m <sup>3</sup> ]	56,25
A [m <sup>2</sup> ]	37,5

Tabla 5.2 – Dimensiones de la balsa para neutralización

#### 5.4.4 AGITACIÓN

En equipos industriales ya diseñados no se hace uso de agitación simplemente el CO<sub>2</sub> es distribuido por una parrilla de difusores que aportan microburbujas cuyo tamaño garantiza la disolución en el medio.

Sin embargo, con el fin de mejorar la eficacia del proceso se decide instalar un par de agitadores mecánicos sumergibles parecidos a los que se han aplicado en el tanque ecualizador (3.3 del ANEXO 3). Aplicaremos, para la estimación de la potencia necesaria, una razón de potencia igual a la del caso anterior pues la alta solubilidad del CO<sub>2</sub> prácticamente garantiza la adsorción de todo el gas en el medio.

Para una razón de potencia de 50 W·m<sup>-3</sup> y dado el volumen de la balsa, se estima necesario una potencia de agitación de 1,86 kW.

Se instalará un agitador sumergibles gama ABS RW 200 [52] de la marca Sulzer, pues tienen una potencia de motor 1,57 kW y no necesitamos mucho más. A mayor potencia del agitador menores serán las pérdidas de CO<sub>2</sub> pues la mezcla será mejor, aunque realmente se ha determinado la demanda de reactivo en sistemas sin agitación, como se puede apreciar en la Fig. 5.2.

Esta balsa estará provista de bombas sumergibles, éstas se tratan en el ANEXO 9:.

## ANEXO 6: HIDRÓLISIS ENZIMÁTICA

### 6.1 INTRODUCCIÓN

Una vez separada la biomasa del medio de cultivo el objetivo del proyecto exige un tratamiento para la obtención de un hidrolizado de aminoácidos. En este anexo se describirá el sistema elegido para llevar a cabo este proceso. Contará con un fermentador y un intercambiador de carcasa y tubo cuyo fluido calefactor es calentado mediante un conjunto de colectores solares.

La biomasa tratada tiene un alto contenido en proteínas por lo que el hidrolizado obtenido consecuentemente también tendrá una alta concentración de aminoácidos.

Para hidrolizar proteínas a escala industrial se suelen usar principalmente dos técnicas:

- Hidrólisis química (ácida o básica).
- Hidrólisis enzimática.

En este proyecto se decide aplicar hidrólisis enzimática puesto que presenta ciertas ventajas frente a la hidrólisis química:

- Selectividad: Las enzimas son específicas para un determinado tipo de enlace, por lo que no es frecuente la aparición de productos indeseados.
- Condiciones moderadas de temperatura y pH. La hidrólisis enzimática transcurre generalmente en el intervalo de 40° a 60°C y pH entre 4 y 8.
- No se añaden sustancias extrañas.
- No se produce degradación de los componentes separados. Las hidrólisis alcalinas destruyen los aminoácidos de arginina y cisteína, mientras que las ácidas eliminan el triptófano y desamina los aminoácidos de serina y treonina.

La desventaja de la hidrólisis enzimática de proteínas es que es necesario separar la enzima y trabajar en condiciones asépticas, ya que puede producirse contaminación microbiana.

La hidrólisis enzimática de proteínas ha sido objeto de numerosos estudios en las últimas dos décadas. El interés científico en esta tecnología ha estado influenciado por el amplio abanico de aplicaciones que los hidrolizados de proteínas han encontrado en todo tipo de industrias, en especial en la alimentaria. La hidrólisis implica modificaciones en la solubilidad, textura, digestibilidad, antigenicidad y actividad de las proteínas y, por consiguiente, los productos en los que se incluyen estos hidrolizados también mejoran estas propiedades. Hoy día, las investigaciones se centran principalmente en dos líneas: la obtención de biopéptidos y la mejora del proceso de reacción. La mayoría de los procesos implantados a escala industrial se llevan a cabo aún en reactores discontinuos tipo tanque agitado.

## 6.1.1 MECANISMO DE HIDRÓLISIS

La hidrólisis enzimática de proteínas es un proceso que transcurre a través de un conjunto de etapas en serie, son un conjunto de reacciones simultaneas de ruptura de enlaces:

Proteínas → proteosomas → peptonas → péptidos → aminoácidos

	Peso molecular medio [g·mol <sup>-1</sup> ]	Relación N <sub>amino</sub> /N <sub>total</sub>
<b>Proteínas</b>	> 20000	< 1 %
<b>Proteosomas</b>	5000 – 10000	< 1 %
<b>Peptonas</b>	1000 – 6000	10 – 50 %
<b>Péptidos</b>	200 – 500	50 – 80 %
<b>Aminoácidos</b>	75 – 200	80 – 90 %

Tabla 6.1 – Características de las especies producidas en la hidrólisis de proteínas [1]

Cada especie intermedia es más soluble que la anterior, ya que la solubilidad es directamente proporcional al peso molecular. Y las reacciones se llevan a cabo por medio de enzimas llamadas proteasas. Estas enzimas tienen la capacidad de catalizar reacciones de rotura de enlaces peptídicos. Se clasifican según el origen, su acción catalítica o la naturaleza del sitio catalítico.

La proteasa actúa sobre el enlace peptídico, rompiéndolo, y liberando el grupo amino y el grupo carboxilo. La reacción es muy compleja por lo que las investigaciones giran en torno a obtener productividades óptimas y no a estudiar la cinética. Generalmente se admiten cinética de Michaelis-Menten.

Según el pH en el que estemos (entre 3,1 y 3,6 o 7,5 y 7,8) tendremos el grupo ácido parcialmente disociado y el grupo amino totalmente protonado, o viceversa.

Algunas proteínas globulares requieren de una desnaturalización previa a las reacciones de hidrólisis pues la unión enzima-sustrato podría encontrarse en el interior de la estructura proteica y no es accesible por la enzima. Si la velocidad de desnaturalización es más lenta que la reacción de hidrólisis ésta se convierte en el factor limitante del proceso.

El parámetro más usado para el seguimiento y control de la hidrólisis de proteínas es el grado de hidrólisis, éste se determina mediante la Ec.50:

$$DH = \frac{n^{\circ} \text{enlaces peptídicos hidrolizados}}{n^{\circ} \text{total de enlaces peptídicos}} \cdot 100 \quad \text{Ec.50}$$

El grado de hidrólisis se determinará al finalizar cada reacción y depende de multitud de parámetros: la temperatura, el tiempo de reacción, la concentración de sustrato y enzimas, el pH, la agitación, ...

### 6.1.2 CARACTERÍSTICA DEL SUSTRATO

El sustrato que se va a hidrolizar es la biomasa algal que se ha recogido del medio de cultivo y se ha separado en el microtamiz, quedando en una concentración en peso de aproximadamente el 4%.

Esta biomasa algal de *Arthrospira platensis* tiene un alto contenido en proteínas, de acuerdo a algunas fuentes bibliográficas su contenido seco puede estar constituido de hasta un 74% de proteínas.

La composición bioquímica de la Spirulina viene recogida en la Tabla 6.2:

Componente	Contenido
Humedad	11,99 ± 0,07 %
Proteínas	51,66 ± 1,87 %
Lípidos	7,06 ± 0,11 %
Carbohidratos	27,45 ± 0,00 %
Otros/residuo	7,06 ± 0,02 %

Tabla 6.2 – Composición de la biomasa de *Arthrospira platensis* [8]

El contenido de aminoácidos medio en *Arthrospira platensis* cultivada en un medio de aguas residuales viene recogido por H. Volkmann [18] en la tabla a continuación:

Aminoácido	Contenido [%]	Aminoácido	Contenido [%]
Isoleucina	6,7	Treonina	6,2
Leucina	9,8	Histidina	2,2
Valina	7,1	Alamina	9,4
Lisina	4,8	Arginina	7,3
Fenilalanina	5,3	Ácido aspártico	11,8
Tirosina	5,3	Glutamina	11,8
Metionina	2,5	Glicina	5,7
Cisteína	0,9	Prolina	4,2
Triptófano	0,3	Serina	5,1

Tabla 6.3 – Porcentaje de aminoácidos que hay en las proteínas que componen la biomasa de *Arthrospira platensis*

Dado que el caudal de líquido que sale del separador es  $1,217 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ , en esa corriente, en la que hay un 4% de biomasa, habrá una cantidad de  $25,15 \text{ kg} \cdot \text{h}^{-1}$  de proteínas potencialmente hidrolizables. Suponiendo que hay un 51,66% de proteínas en la biomasa algal.

### **6.1.3 TIPO DE REACTOR (RECUPERACIÓN/INACTIVACIÓN DE LA ENZIMA)**

En los artículos mencionados se ha desactivado la enzima tras la reacción de dos formas distintas:

- Por desnaturalización química, mediante la adicción de un ácido.
- Por desnaturalización térmica, aumentando la temperatura por encima de la temperatura crítica.

Ambos tratamientos conllevarían un aumento considerable en el coste de operación, ya sea por el coste de los reactivos o por el coste de elevar la temperatura aún más. Por ello se decide explorar otras opciones.

Las alternativas posibles recaen en la selección del tipo de biorreactor:

#### **REACTORES DE ENZIMAS INMOVILIZADAS**

Las enzimas son inmovilizadas sobre soportes poliméricos mediante fijación física o química, o mediante la confinación de la enzima en un soporte.

La ventaja de esta técnica es que permiten operar en continuo y las enzimas son reutilizadas, abaratando los costes de producción.

Por otro lado, presenta el inconveniente de pérdida de actividad (entre 10-90%) debida a restricciones en la difusión y el alto coste de los equipos y técnicas de inmovilización.

#### **REACTORES DE MEMBRANA**

Un reactor de membrana consiste en el acoplamiento de un módulo de separación de membranas a una unidad de reacción.

La membrana es una barrera semipermeable que selecciona el paso de determinadas especies. Ésta rechaza por completo la enzima, que se recircula al recipiente de reacción, donde se pone en contacto de nuevo con el sustrato.

Existen principalmente dos configuraciones [10], [15]:

- Reactores de difusión, dónde las enzimas suelen estar inmovilizadas y el sustrato pasa por la membrana (Fig. 6.1).

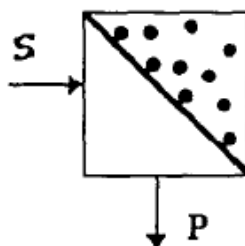


Fig. 6.1 – Esquema de un reactor de membrana de difusión

- Reactores de contacto directo: Donde el sustrato y la enzima se encuentran juntos en solución en un tanque de reacción y la membrana separa el catalizador de los productos de reacción. Éstos, a su vez, pueden tener varias configuraciones. La más interesante es aquella formada por un tanque agitado y un módulo de ultrafiltración que retira el producto y recircula la enzima (Fig. 6.2). Éstos pueden operar tanto en discontinuo como en continuo.

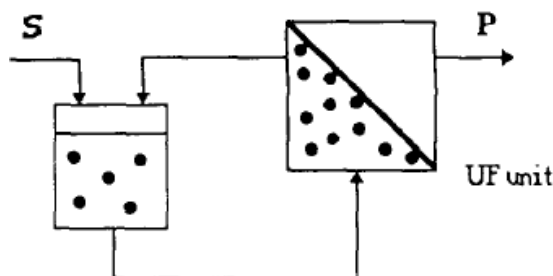


Fig. 6.2 – Esquema de un reactor de membrana de contacto directo

Las ventajas que conlleva el uso del reactor continuo de membrana son:

- Puede trabajar en continuo y permite reutilizar la enzima, aumentando la productividad, la capacidad y disminuyendo costes de operación.
- Permite el uso de enzimas disueltas, por lo que existe contacto pleno con el sustrato, por lo que no se pierde actividad.
- El producto final se encontrará libre de enzima.
- Mayor control sobre las propiedades del producto final, gracias a la especificidad de las enzimas y al corte de la membrana.
- Se puede simplificar el sistema entero, el biorreactor y el módulo de membrana, considerándolo una única unidad con comportamiento de reactor de tanque agitado ideal.

Por otro lado, el uso de un reactor de membrana presenta algunas desventajas:

- Pérdida de actividad debido a fugas de catalizador, desactivación o efectos de cizalladura.
- Heterogeneidad en las condiciones de reacción entre el núcleo de la reacción y la superficie de la membrana.
- Colmatación de la membrana.
- Formación de una capa de polarización por concentración.

- Fuga de enzimas con el producto.

La microfiltración se usa en la industria para medios líquidos o gaseosos, en particular cuando se quiere evitar el calentamiento. Por ello es lógico pensar que el último sistema mencionado podría ser buena opción.

Estos tipos de biorreactores se diseñaron para compensar los inconvenientes que presentan los biorreactores de tanque agitado discontinuos, que son el elevado coste de la enzima, ya que no se reutiliza y debe ser inactivada, aumentando aún más los costes, y la lentitud y la baja productividad del proceso, a menudo debida a la inhibición por producto.

Los reactores enzimáticos de membrana son un modo específico de proceso continuo en los que las enzimas se separan del producto con la ayuda de una membrana selectiva.

### **SISTEMA ADOPTADO**

Tras una valoración se decide diseñar un sistema del tipo reactor continuo de membrana ya que aún la flexibilidad y sencillez de la operación de un tanque agitado y las ventajas que ofrece el reactor de membrana.

#### **6.1.4 MÓDULO DE MEMBRANA**

Normalmente para retener enzimas se necesita una membrana para ultrafiltración con un paso de poro de entre 1 y 100 nm, o, en función del peso molecular de las partículas que puede retener, entre 10000 y 100000 Da. Las moléculas, o partículas, más pequeñas que el tamaño de poro pasan sin problemas la membrana.

La mayoría de las membranas de ultrafiltración son asimétricas, es decir, el tamaño de los poros varía continuamente en una dirección, permitiendo que esta sea menos susceptible a colmatarse y facilitando la operación y la limpieza de ésta.

Para elegirla se debe tener en cuenta las dimensiones del sustrato, de los productos y sobre todo de la enzima. Además, formará parte de un equipo denominado módulo de membrana.

El objetivo de la membrana es asegurar la completa separación de la enzima, de forma que separe el producto de la reacción y la enzima pueda ser reutilizada.

Dada la especificidad de la enzima y la falta de datos dejamos la selección de la membrana fuera del alcance de este proyecto, considerándose necesaria cierta experimentación y pruebas antes de poder seleccionar la adecuada.



## 6.2 DATOS DE PARTIDA

Dada la magnitud del proyecto y la complejidad del diseño de un biorreactor enzimático se diseñará el sistema sin entrar en demasiados detalles y considerando una cinética simple, simplificable a una cinética de Michaelis-Mentel.

### 6.2.1 CINÉTICA

La cinética del reactor que vamos a diseñar viene descrita en dos artículos de C.R. Lisboa [8], [9], uno de 2014 y el otro de 2016

En estos artículos se recogen los resultados de hidrolizar la biomasa de la *Spirulina* con distintas proteasas, nos centraremos en aquella que ha dado mejores resultados, o sea, mayor grado de hidrólisis. Además, también centraremos la atención en aquellas condiciones de operación que favorezcan la reacción.

Ambos artículos coinciden en algunos parámetros con los que se alcanzan las condiciones óptimas:

Artículo	2014 [8]	2016 [9]
Enzima	Protamax 580 L	Protamax 580 L
Temperatura [°C]	60	60
pH	9,5	9,5
Concentración Sustrato [%]	5	4
Concentración enzima [U·mL <sup>-1</sup> ]	10	5
Tiempo [min]	240	200
Agitación [rpm]	180	180
Grado de hidrólisis obtenido [%]	55,31	62,8
Inactivación de la enzima	Adición de 10% de ácido tricloroacético (6,25%) y mantenerlo por 10 min	Temperatura 85°C durante 10 min

Tabla 6.4 – Comparación de parámetros óptimos obtenidos en distintos artículos para la misma reacción

Comparando los datos de partida y los resultados de los experimentos (Tabla 6.4), en el segundo artículo se tienen mejores resultados por lo que basaremos la cinética de nuestro biorreactor en los datos del artículo de 2016.

La cinética de esta reacción se ve influida por los siguientes factores:

- El tiempo: Cuanto más tiempo pasa mayor será el grado de hidrólisis, aunque llega un punto, a los 200 min, donde el incremento en el grado de hidrólisis es apenas apreciable.

- Concentración del sustrato: Menor es esta mayor será el grado de hidrólisis, sin embargo, para que la reacción sea económicamente viable hay que seleccionar un valor óptimo, en nuestro caso un 4%.
- Concentración de la enzima: Mayor es ésta, mayor será el grado de hidrólisis, sin embargo, aquí también se debe establecer un mínimo puesto que la influencia sobre la velocidad de reacción sigue una relación exponencial, tomaremos la del artículo,  $5 \text{ U} \cdot \text{mL}^{-1}$ , ya que da buenos resultados.
- La temperatura: Mayor es ésta, más rápida será la reacción, sin embargo, llega un punto en el que la enzima se desnaturaliza y ya no se produce reacción. Normalmente la temperatura óptima está un poco por debajo de la temperatura de desnaturalización, por lo que no conviene superar ésta.

## 6.2.2 NUESTRO CASO

El sustrato entrará en el reactor con las siguientes características:

- Un 4% en peso de biomasa.
- A pH 9,5.
- A una temperatura de  $12^{\circ}\text{C}$ , la media del mes más frío, la usaremos como referencia pues es el peor de los casos a los que se enfrentará el proceso.
- Con un caudal de  $1,22 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ , de una concentración de  $39,99 \text{ g} \cdot \text{L}^{-1}$  de biomasa.

Para poder adaptar el sustrato a los parámetros de cinética que disponemos solamente habría que alterar la temperatura, aumentarla hasta  $60^{\circ}\text{C}$  y mantenerla a esta temperatura durante la reacción. Para ello haría falta un intercambiador de calor y proveer al biorreactor de algún tipo de encamisado o serpentín, todo esto se traduciría en un incremento en los costes de instalación y sobre todo en los costes de operación.

Conforme al incremento de temperatura necesario,  $48^{\circ}\text{C}$ , al caudal que se necesita calentar y a las propiedades físicas del agua, calor específico, se estima que hará falta un intercambiador de calor que aporte, al menos, 66,66 kW. Se ha determinado mediante la Ec.51.

$$\dot{Q} = \dot{m} \cdot c_p \cdot \Delta T \quad \text{Ec.51}$$

Se estudiará la posibilidad de trabajar a una temperatura por debajo de la temperatura óptima con la que se realizó el estudio del que estamos basando la cinética del sistema.

De acuerdo a diversos libros sobre cinética enzimática la mayoría de las enzimas originan un tipo de reacción cuya velocidad presenta dependencia lineal con la temperatura, si este es el caso de la Protamax 580 L, por cada  $10^{\circ}\text{C}$  de incremento (o de disminución), la velocidad de reacción se verá modificada en un factor de 2. Observando la Fig. 6.3 se puede considerar que la aproximación de linealidad no es muy disparatada a partir de ciertas temperaturas.

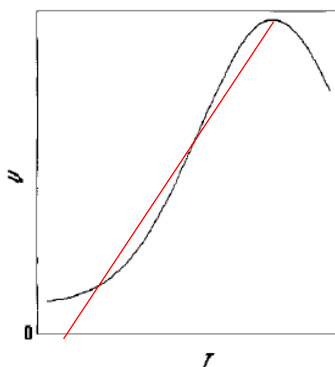


Fig. 6.3 – Influencia de la temperatura sobre la velocidad de reacción [16]

Conocida esta regla se ha determinado una ecuación lineal que relaciona la temperatura del medio de reacción con el tiempo de reacción, ésta se la Ec.52:

$$t [h] = -2,067 \cdot T[^{\circ}C] + 127,333 \quad \text{Ec.52}$$

Esta es una ruda simplificación de la ecuación de Arrhenius, pero nos valdrá para simplificar el cálculo de la temperatura de reacción sin conocer el factor de frecuencia de la reacción ni la energía de activación de esta enzima.

El tiempo de reacción estará íntimamente ligado con el volumen del reactor, ya que el caudal de reactivo será fijo,  $1,22 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ , el volumen de reacción vendrá dado por el producto de este caudal (fijo) por el tiempo de reacción, que disminuirá con el aumento de la temperatura y, por tanto, el volumen será menor cuanto mayor sea la temperatura.

Por último, el volumen del reactor influirá negativamente en el consumo energético por agitación. De acuerdo a la bibliografía [34] la potencia necesaria para agitar un reactor de forma homogénea es de  $10 \text{ W} \cdot \text{m}^{-3}$ , por lo que a mayor volumen mayor será la potencia exigida y, por tanto, mayores serán los costes de operación.

Se decide estudiar el compromiso entre la temperatura de reacción y la necesidad de agitación y/o calefacción, de forma que se pueda estudiar con criterio si realmente es rentable llevar la reacción hasta la temperatura óptima, y si no lo fuera, elegir una temperatura de trabajo a la que sea rentable llevar a cabo el proceso.

### 6.2.3 ACTIVIDAD DE LA ENZIMA

Debemos definir la actividad de la enzima para poder estimar la cantidad de materia prima que se requiere en cada reacción discontinua.

La actividad de la enzima, en este caso, se define como la cantidad de enzima que libera  $1 \mu\text{g}$  de tirosina por minuto bajo las condiciones estudiadas.

En el experimento se empleó  $5 \text{ U} \cdot \text{mL}^{-1}$ , en un matraz Erlenmeyer de 100 mL a modo de reactor.

Nuestro reactor será de  $4,06 \text{ m}^3$ , por lo que la cantidad de enzima necesaria será proporcional a la del experimento, se estima necesaria una actividad de 202909 U.

Es mucha cantidad de enzima y el precio de este reactivo tendrá un gran peso sobre los costes totales de operación. Se ha estimado, comparando el precio con varias enzimas y en diversos catálogos que esta cantidad de enzimas supondrá un gasto por unidad de actividad enzimática de  $1,945 \cdot 10^{-4} \text{ €} \cdot \text{U}^{-1}$ .

El precio de las enzimas que debe haber en el interior del fermentador es de 39,47€.

## 6.2.4 BALANCE DE MATERIA AL BIORREACTOR

En este apartado se estimará, grosso modo, la cantidad de producto que se obtendría y su composición. Para hacer el balance nos apoyamos en el diagrama de la Fig. 6.4:

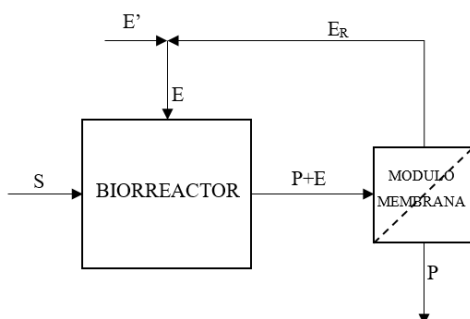


Fig. 6.4 – Diagrama de bloques del biorreactor de membrana

El balance se ha hecho considerando un grado de hidrólisis de 62,8%.

En reacciones en discontinuo las enzimas se pueden reutilizar hasta en 6 o 7 ciclos antes de que se inactiven, en este caso, en operación continua supondremos que en el caudal de salida la enzima va inactivada un 33% con respecto a la cantidad de enzimas que entran, la membrana retiene el 100% de las enzimas que pasan por ella y devuelve las todavía activas al reactor. Considerado esto solo habrá que introducir enzimas nuevas en un 33% de la cantidad de enzimas que necesita el proceso.

Del balance conocemos la cantidad de sustrato que entra, el grado de hidrólisis, la proporción de proteínas que hay, pero no la cantidad, en unidades másicas de enzima, como conocemos su actividad y funcionan como catalizadores se obviarán en el balance. Sin embargo, aunque se estimará la actividad que deberá haber en cada corriente:

Dentro del reactor debe de haber 202909 U de actividad por lo que, para mantenerlo habiendo un 33% de inactivación por hora, se deberán introducir  $66960 \text{ U} \cdot \text{h}^{-1}$ . Al día se habrá introducido una actividad de 602639,73 U.

Se calculará el balance suponiendo que es un reactor de tanque agitado en el que entra el sustrato, S, y sale el producto, P.

El balance se muestra en la Tabla 6.5:

	Sustrato [kg·h <sup>-1</sup> ]	Producto[kg·h <sup>-1</sup> ]
<b>Agua</b>	1168,40	1168,40
<b>Biomasa*</b>	48,68	48,68
- <b>Proteínas</b>	28,58	10,63
- <b>Aminoácidos</b>	0	17,95
- <b>Otras</b>	20,11	20,11
<b>TOTAL</b>	1242,09	1242,09

**Tabla 6.5 – Balance simplificado del biorreactor de membrana**

\*La biomasa representa todas las biomoléculas que componen la biomasa algal, las proteínas representan aquellas proteínas que no han sido hidrolizadas y los aminoácidos representan los aminoácidos libres.

De esta forma, la composición del producto de salida será de un hidrolizado de aminoácidos de 1,47%, que es lo que nos interesa al final.

## 6.3 TEMPERATURA DE REACCIÓN

En este apartado se estudiará la influencia de la temperatura de reacción sobre el resto de variables.

Para calentar la corriente de sustrato se ha considerado interesante, dado el carácter extremadamente ecológico del proyecto, el uso de paneles termosolares que otorgarán calor a un fluido calefactor que circulará a través del intercambiador de calor de carcasa y tubos, que se utilizará para calentar la corriente de interés.

A pesar de estudiar la influencia de la temperatura de reacción sobre el resto de variables, los cálculos partirán del número de placas necesarias para elevar la temperatura de la corriente de concentrado de biomasa hasta cierta temperatura.

### 6.3.1 PLACA TERMOSOLAR

Para empezar, debemos elegir el tipo de colector solar, lo elegiremos acotando a la temperatura del fluido, para nuestro caso convendría un colector de temperatura de media en los que la temperatura del fluido colector alcanza entre 100 y 400°C, éstos se usan para algunos procesos industriales y estas temperaturas no presentan grandes riesgos a la seguridad ni al deterioro del sistema, como los de alta temperatura (400-1000°C) usados en centrales termosolares.

Se descartan los de temperatura baja, los colectores planos, ya que se necesitaría muchísima área de placas para alcanzar un caudal y una temperatura satisfactoria para otorgar a la corriente de concentrado de biomasa el calor necesario para alcanzar la temperatura objetivo, 60°C.

Dentro de nuestras posibilidades se decide utilizar colectores de cilindro parabólico (Fig. 6.5), que pueden hacer que el fluido colector alcance temperaturas de hasta 400°C en el mejor de los casos, además tienen un sistema de seguimiento solar para optimizar la irradiación efectiva diaria.

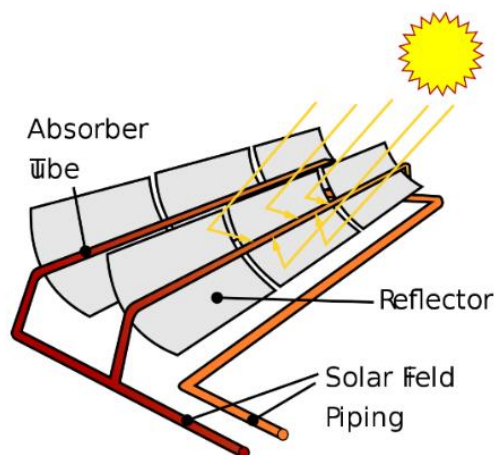


Fig. 6.5 – Sistema colector de energía solar del tipo cilindro parabólico

### 6.3.2 DIMENSIONES Y CARACTERÍSTICAS DEL COLECTOR

Las dimensiones de este sistema de captación solar han sido tomadas de las calculadas por C. Paredes en el Proyecto de Final de Carrera de *Diseño de captador solar cilíndrico parabólico para aplicaciones rurales en Paraguay* [6].

Cada una de las planchas del canal parabólico contará con una plancha de aluminio de 3 metros de largo y 1,2 metros de ancho curvo formando una parábola con una distancia focal de 0,3 metros.

El tubo receptor estará formado por una serie de tubos de acero recubierto por un aislante de fibra de vidrio ( $k=0,043 \text{ W}\cdot\text{m}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$ ) y pintada con una pintura negra de forma que se maximice la absorción y se disminuyan las pérdidas. Éstos tendrán un diámetro interior de 5 mm y un diámetro exterior, contando el aislante, de 10mm. Serán 11 tubos dispuestos en una semicircunferencia de 70 mm como se ve en la.

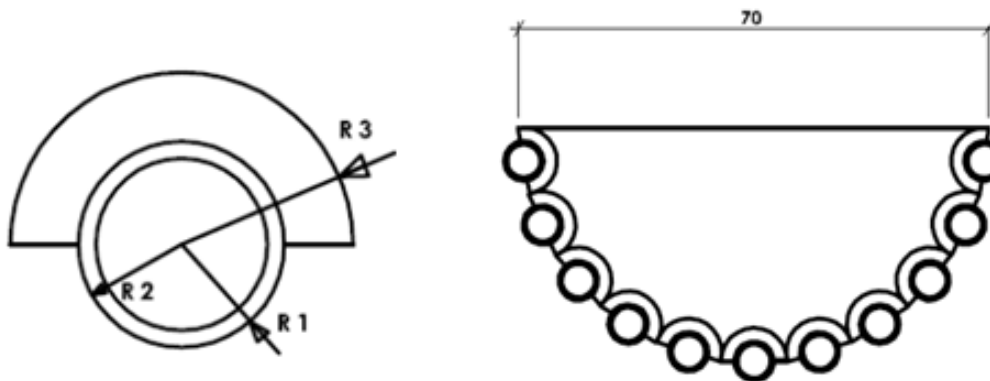


Fig. 6.6 – Perfil del tubo receptor y disposición de los tubos alrededor del foco

El rendimiento óptico se ha determinado teniendo en cuenta todos los factores (reflectividad, absorptividad, reflectancia, ...) que influyen en la capacidad de absorción del calor aportado por el sol. Este es de 0,714.

Además, las pérdidas geométricas hacen que el área útil de la placa sea un 90% de su superficie total, quedando en  $3,24 \text{ m}^2$ .

Es importante tener en cuenta estos dos últimos parámetros pues determinarán cuanto calor es capaz de coleccionar a partir de la irradiancia solar.

### 6.3.3 CÁLCULO DE LA ENERGÍA SOLAR INCIDENTE

Para el cálculo de la irradiación efectiva debemos tomar los datos de la irradiancia que hay en las coordenadas de la EDAR de Medina Sidonia, éstas han sido tomadas a partir de la página web del *Joint Research Centre* de la Comisión Europea [44], se muestran en la Tabla 6.6:

Mes	$H_h [W \cdot h \cdot m^{-2} \cdot día^{-1}]$	$H_{opt} [W \cdot h \cdot m^{-2} \cdot día^{-1}]$	$H_{90} [W \cdot h \cdot m^{-2} \cdot día^{-1}]$
Enero	2710	4520	4540
Febrero	3790	5570	4900
Marzo	5330	6570	4630
Abril	6370	6770	3440
Mayo	7460	7060	2590
Junio	8150	7270	2140
Julio	8140	7440	2320
Agosto	7260	7360	3170
Septiembre	5670	6670	4160
Octubre	4390	6050	4930
Noviembre	3040	4920	4780
Diciembre	2460	4310	4510
Media anual	5410	6210	3840

Tabla 6.6 – Datos de irradiancia en la EDAR de Medina Sidonia [44]

Esta tabla nos da datos de la irradiancia media por mes en plano horizontal ( $H_h$ ), en un plano a  $90^\circ$  de la fuente ( $H_{90}$ ) y la irradiancia en el plano óptimo ( $H_{opt}$ ).

Tomamos como referencia la irradiancia óptima en el mes que menos irradiancia se tiene, diciembre:  $4310 W \cdot h \cdot m^{-2} \cdot día^{-1}$ .

Multiplicando ésta por el rendimiento óptico tenemos la Irradiancia efectiva:  $128,240 W \cdot m^{-2}$ .

Por último, se puede calcular la energía solar incidente sobre una placa del colector (Ec.53):

$$Q_{sol} = I_{ef} \cdot A_{útil} \quad \text{Ec.53}$$

Calculando:

$$\dot{Q} = 128,24 \cdot 3,24 = 415,5 W$$

Este será el calor que se aporta directamente a los tubos receptores.

### 6.3.4 FLUIDO COLECTOR E INCREMENTO DE TEMPERATURA

El fluido colector del calor aportado por el sol será un aceite térmico mineral altamente refinado y completamente exento de humedad, circulará a  $2 m \cdot s^{-1}$  a través de los tubos colectores y sus propiedades físicas vienen recogidas en la Tabla 6.7:

$\rho [kg \cdot m^{-3}]$	880
$\nu [m^2 \cdot s^{-1}]$	$2,20 \cdot 10^{-3}$
$c_p [J \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1}]$	2000
$k [W \cdot m^{-1} \cdot ^\circ C^{-1}]$	0,128

Tabla 6.7 - Propiedades físicas del fluido térmico [48]



Este aceite térmico circulará en un circuito cerrado y en constante movimiento. Partirá de las placas termosolares, pasará por el intercambiador de calor, que aumentará la temperatura del concentrado de biomasa, y, luego, volverá a las placas termosolares para volverse a calentar.

Conocidas las propiedades físicas del fluido, la velocidad y el diámetro interno de los tubos colectores se puede calcular el caudal másico de aceite térmico a través de la Ec.54:

$$\dot{m}_c = \frac{\rho \cdot v \cdot \pi \cdot d_{int}^2}{4} \quad \text{Ec.54}$$

El caudal másico obtenido es de 0,035 kg·s<sup>-1</sup>.

Conocido el caudal másico del fluido colector y su calor específico se puede calcular el incremento de temperatura que habrá en cada tubo, para ello recurrimos a la Ec.55:

$$\dot{Q} = \dot{m}_c \cdot c_{pC} \cdot \Delta T \quad \text{Ec.55}$$

Despejando y calculando:

$$\Delta T = \frac{415,5}{2000 \cdot 0,035} = 6,01^\circ C$$

Este incremento es por cada 3 m de colector y en cada tubo.

Hay 11 tubos, se podría hacer circular este caudal por cada uno de ellos de forma paralela o simplemente el mismo caudal por todos los tubos en serpentín, de forma que se tenga, en un área de placas más pequeña un incremento mayor de temperatura (66,11°C de incremento por placa).

Se ha valorado ambas opciones y, aunque circulando en serpentín se tiene un área de placas mucho más pequeña que circulando en paralelo el incremento de temperatura que se alcanza es muy alto para satisfacer las necesidades de intercambio de calor, y podría ser peligroso para el proceso.

Circulando en paralelo se tiene un caudal de 0,380 kg·s<sup>-1</sup>, consideraremos este caudal para el diseño del circuito calefactor.

### 6.3.5 TIPO DE INTERCAMBIADOR DE CALOR

Se usará un intercambiador de calor de carcasa y tubo de un solo paso por coraza doble paso en U por los tubos. Se elige porque estos intercambiadores presentan las ventajas de ser sistemas compactos y económicos. El fluido calefactor fluirá por el interior de los tubos y la corriente de concentrado de biomasa que se pretende calentar fluirá por la carcasa. Los tubos serán de acero inoxidable y se decide tomar un valor del coeficiente global de transferencia de energía directamente de la bibliografía [34] para no entrar en cálculos demasiado complicados. Para un intercambiador de calor de carcasa y tubos

por el que fluye aceite refinado y agua este valor se encontrará entre  $100$  y  $350 \text{ W}\cdot\text{m}^{-2}\cdot^{\circ}\text{C}^{-1}$ , se decide tomar un valor más o menos intermedio de  $250 \text{ W}\cdot\text{m}^{-2}\cdot^{\circ}\text{C}^{-1}$ .

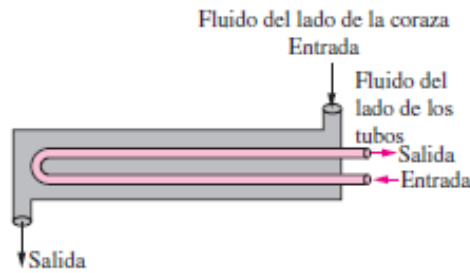


Fig. 6.7 – Esquema de un intercambiador de calor de carcasa y tubo 1:2 [47]

### 6.3.6 RELACIÓN ÁREA DE PLACA, TEMPERATURA DE REACCIÓN, VOLUMEN DEL REACTOR Y POTENCIA DE AGITACIÓN

Se ha tabulado el número de placas frente a múltiples parámetros dependientes unos de otros. Como estos cálculos tienen como objetivo valorar la temperatura de trabajo no se ha tenido presente la circulación del fluido calefactor por el serpentín o encamisado del sistema de reacción, de forma que se simplifiquen los cálculos que se van a mostrar a continuación:

- $A_{\text{placas}}$  [ $\text{m}^2$ ]: Se ha determinado como el área de un colector ( $3,6 \text{ m}^2$ ) por el número de placas.
- $\Delta T$  [ $^{\circ}\text{C}$ ]: El incremento de temperatura total que se tiene a lo largo de todos los colectores. Se determina como el producto del número de placas y el incremento de temperatura en una,  $6^{\circ}\text{C}$ .
- $\dot{Q}$  [ $\text{W}$ ]: Es el flujo de calor total que toma el fluido. Se determina mediante la Ec.55.
- $\dot{m}$  [ $\text{kg/s}$ ]: Es el caudal másico de biomasa, primero se ha calculado un valor supuesto como el producto del caudal volumétrico por la densidad del agua a una temperatura de entre  $12$  y  $60^{\circ}\text{C}$  y tras conocer una temperatura cercana se ha calculado el real.

$T_{\text{reac}}$  [ $^{\circ}\text{C}$ ]: Es la temperatura de reacción calculada mediante la Ec.56, primero se ha supuesto un calor específico medio entre una temperatura de entre  $12$  y  $60^{\circ}\text{C}$  y se ha calculado el caudal másico supuesto. A partir de la temperatura supuesta se toman nuevos valores de densidad y calor específico, y se vuelve a calcular el caudal másico y la temperatura de reacción, esta vez la real.

$$\dot{Q} = \dot{m} \cdot c_p \cdot (T_{\text{reac}} - T_{\text{in}}) \quad \text{Ec.56}$$

- $T_{\text{C,out}}$  [ $^{\circ}\text{C}$ ]: Es la temperatura de salida del intercambiador de calor del fluido calefactor, se determina a partir del incremento de temperatura, que es igual a la temperatura de entrada, la temperatura hasta la que se calienta el aceite térmico en las placas, menos esta temperatura, que además de ser la temperatura de salida del intercambiador, supondremos que es la de entrada al circuito de colectores solares. Siempre tiene que ser más alta que la temperatura más alta del fluido que estamos calentando.

- $\Delta T_{mL}$  [°C]: Es el incremento de temperatura logarítmica, se calcula para que mediante la Ec.58 se pueda calcular el área de intercambio en el intercambiador. Se calcula mediante la Ec.57:

$$\Delta T_{mL} = \frac{(T_{C,in} - T_{reac}) - (T_{C,out} - T_{in})}{\ln \left[ \frac{(T_{C,in} - T_{reac})}{(T_{C,out} - T_{in})} \right]} \quad \text{Ec.57}$$

Siendo  $T_{C,in}$  y  $T_{C,out}$  las temperaturas del fluido calefactor (aceite térmico) a la entrada y la salida del intercambiador de calor, fluirá por el interior de los tubos.  $T_{reac}$  es la temperatura a la que tendrá lugar la reacción y a la que saldrá la corriente de concentrado de biomasa, mientras que  $T_{in}$  es la de entrada, 12°C, ésta fluye por la carcasa, ya que el fluido sometido a mayor temperatura y, por tanto, presión, fluirá dentro de los tubos por razones de seguridad, al ser éste potencialmente más peligroso.

- $A_{IC}$  [m<sup>2</sup>]: Área estimada de intercambio de calor, área de los tubos, se calcula mediante la Ec.58, una vez conocido el incremento de temperatura logarítmica y estimado el valor del coeficiente global de transferencia de energía para el intercambiador de calor seleccionado, se despeja el área:

$$\dot{Q} = A_{IC} \cdot U \cdot \Delta T_{mL} \quad \text{Ec.58}$$

- $t_{reac}$  [h]: Conocida la temperatura de reacción se determina el tiempo de reacción mediante la Ec.52, expresión estimada en el apartado 6.2.2 de este mismo anexo.
- $V_{bior}$  [m<sup>3</sup>]: Con el tiempo de reacción se determina las dimensiones del biorreactor, a partir de la Ec.59:

$$V_{reac} = Q_V \cdot t_{reac} \quad \text{Ec.59}$$

- $P$  [kW]: A partir del volumen y la razón de potencia, 10 W·m<sup>-3</sup> se estima la potencia necesaria para la agitación del sistema diseñado.

A continuación, se adjunta la tabla con los resultados obtenidos (Tabla 6.8):

nº placas	A <sub>placas</sub> [m <sup>2</sup> ]	ΔT [°C]	Q [W]	$\dot{m}$ [kg·s <sup>-1</sup> ]	T <sub>reac</sub> [°C]	T <sub>out</sub> [°C]	ΔT <sub>mL</sub> [°C]	A <sub>ic</sub> [m <sup>2</sup> ]	t <sub>reac</sub> [h]	V <sub>bio</sub> [m <sup>3</sup> ]	P [kW]
0	0	0,0	0,0	0,338	12,0	200,0	-	-	102,53	124,83	1,248
1	3,6	6,0	4570,5	0,338	15,2	194,0	183,4	0,100	95,85	116,70	1,167
2	7,2	12,0	9140,9	0,338	18,5	188,0	178,7	0,205	89,18	108,57	1,086
3	10,8	18,0	13711,4	0,338	21,7	182,0	174,1	0,315	82,46	100,39	1,004
4	14,4	24,0	18281,9	0,337	25,0	176,0	169,4	0,432	75,72	92,19	0,922
5	18	30,1	22852,3	0,337	28,2	169,9	164,8	0,555	69,02	84,03	0,840
6	21,6	36,1	27422,8	0,337	31,5	163,9	160,1	0,685	62,25	75,79	0,758
7	25,2	42,1	31993,3	0,337	34,7	157,9	155,4	0,824	55,53	67,61	0,676
8	28,8	48,1	36563,7	0,337	38,0	151,9	150,7	0,971	48,82	59,44	0,594
9	32,4	54,1	41134,2	0,336	41,3	145,9	145,9	1,128	41,91	51,02	0,510
10	36	60,1	45704,6	0,336	44,6	139,9	141,2	1,295	35,17	42,82	0,428
11	39,6	66,1	50275,1	0,336	47,9	133,9	136,4	1,474	28,44	34,62	0,346
12	43,2	72,1	54845,6	0,334	51,3	127,9	131,6	1,667	21,40	26,05	0,260
13	46,8	78,2	59416,0	0,334	54,5	121,8	126,8	1,874	14,63	17,82	0,178
14	50,4	84,2	63986,5	0,334	57,8	115,8	122,0	2,098	7,87	9,58	0,096
15	54	90,2	68557,0	0,332	61,3	109,8	117,1	2,342	0,71	0,87	0,009

Tabla 6.8 – Relación Área de placas, temperatura de reacción, volumen del reactor, tiempo de reacción y potencia de agitación

Vamos a comparar ahora la potencia que se necesita para tratar la misma cantidad de sustrato, en función de la temperatura. Para ello tomamos el valor de volumen más alto como referencia, en este caso el de a 12°C: 124,83 m<sup>3</sup>.

Para calcular la potencia empleada para tratar esa cantidad de sustrato se multiplican las horas de operación por la potencia, en cada caso y luego se multiplicará por el volumen tratado (124,83 m<sup>3</sup>) entre el volumen del reactor en cada caso, de esta forma se obtendrá la potencia empleada para tratar una misma cantidad de sustrato a distintas temperaturas de reacción.

Los resultados vienen mostrados en la Fig. 6.8:

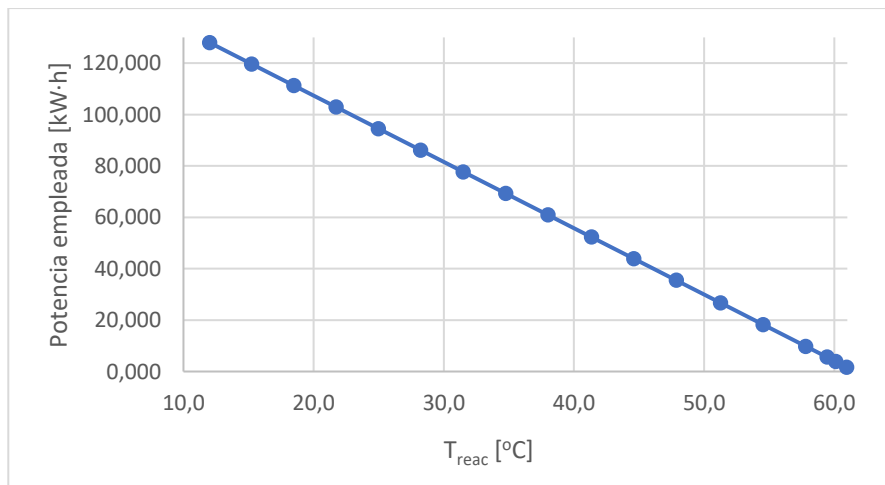


Fig. 6.8 – Relación potencia empleada para agitar la misma cantidad de sustrato a distintas temperaturas

Visto que no supone tanta área de placas el calentar la corriente hasta la temperatura óptima de reacción y además de que el empleo de energía en la agitación del sistema disminuye drásticamente con el volumen del reactor se decide usar este sistema de calefacción y hacer trabajar la reacción a la temperatura óptima de la enzima, 60°C.

## 6.4 DISEÑO DEL BIORREACTOR

En este apartado se dimensionará el reactor y se mencionará parte del diseño mecánico del susodicho.

A 60°C la reacción tardará alrededor de 3,33h, para ello se necesitará un volumen de 4,06 m<sup>3</sup> de reactor, dado el caudal de concentrado de biomasa hará falta disponer de, al menos tres unidades.

En la Tabla 6.9 se han calculado las dimensiones del biorreactor y su superficie, teniendo en cuenta una relación H/D de 1,5 y una geometría cilíndrica:

H [m]	2,27
D [m]	1,51
V <sub>bio</sub> [m <sup>3</sup> ]	4,06
A <sub>bio</sub> [m <sup>2</sup> ]	12,54

Tabla 6.9 - Predimensionado del biorreactor

### 6.4.1 DISEÑO MECÁNICO

Para hacer el diseño mecánico del biorreactor debemos seguir el código ASME BPV sección VIII.

Para empezar, hay que establecer una temperatura y presión de diseño.

- La temperatura de diseño debe ser 20°C mayor que la de trabajo, por lo que se tomará una temperatura de diseño de 80°C.
- La presión de diseño, por otro lado, debe establecerse teniendo en cuenta si está sometido a presiones internas y/o externas, la presión de trabajo es 1 atm y la presión externa igual. Para estos casos el código ASME dice que se debe tomar como presión de diseño una presión de entre 2 atmosferas y una presión de 10% mayor que la presión de operación. Se tomará como presión de diseño 1,1 atm.

Determinada la temperatura y la presión de diseño se decide el material, siempre siguiendo las pautas del código ASME, el más adecuado es acero al carbono, aunque se selecciona acero inoxidable para prevenir la posible corrosión. En concreto el acero inoxidable AISI 304. Éste, de acuerdo a la bibliografía empleada [34], tiene una conductividad térmica,  $k$ , de 559 W·m<sup>-1</sup>·K<sup>-1</sup> y un calor específico,  $c_p$ , de 19,8 J·kg<sup>-1</sup>·K<sup>-1</sup>.

Para evitar pérdidas de energía, y por tanto de temperatura, se va a aislar con lana de roca, ya que es un material accesible con una baja conductividad térmica ( $k=0,035$  W·m<sup>-1</sup>·K<sup>-1</sup> [50]) y bastante común para aislar este tipo de equipos.

## ESPESOR DEL RECIPIENTE

Para poder determinar el espesor mínimo debemos conocer el tipo de unión soldada y el esfuerzo máximo permisible del material.

El esfuerzo máximo permisible se saca directamente de la Tabla 6.10

Material	Grado	Resistencia a la tracción min. (ksi)	Resistencia a la fluencia min. (ksi)	Temperatura máxima (°F)	Esfuerzo máximo permisible a la temperatura (ksi = 1000 psi)				
					100	300	500	700	900
Acero al carbono	A285 Gr A	45	24	900	12,9	12,9	12,9	11,5	5,9
Acero al carbono apagado	A515 Gr 60	60	32	1000	17,1	17,1	17,1	14,3	5,9
Acero de baja aleación 1¼Cr, ½Mo, Si	A387 Gr22	60	30	1200	17,1	16,6	16,6	16,6	13,6
Acero inoxidable 13 Cr	410	65	30	1200	18,6	17,8	17,2	16,2	12,3
Acero inoxidable 18 Cr, 8 Ni	304	75	30	1500	20,0	15,0	12,9	11,7	10,8
Acero inoxidable 18 Cr, 10 Ni, Cb	347	75	30	1500	20,0	17,1	15,0	13,8	13,4
Acero inoxidable 18 Cr, 10 Ni, Ti	321	75	30	1500	20,0	16,5	14,3	13,0	12,3
Acero inoxidable 16 Cr, 12 Ni, 2 Mo	316	75	30	1500	20,0	15,6	13,3	12,1	11,5

Tabla 6.10 – Esfuerzo máximo permisible para placas bajo el Código ASME BPV Sec. VIII D.1 [34]

Interpolando para una temperatura de 140°F (60°C) se tiene un valor de 18,75 ksi.

Traduciendo a unidades del SI, el esfuerzo máximo permisible es de 129,28 MPa.

De acuerdo al código ASME, el espesor mínimo permisible debe ser el mayor entre los calculados en las Ec.60 y Ec.61:

$$e = \frac{P_d \cdot D}{2 \cdot S \cdot E - P_d} \quad \text{Ec.60}$$

$$e = \frac{P_d \cdot D}{4 \cdot S \cdot E - 0,8 \cdot P_d} \quad \text{Ec.61}$$

Siendo:

- $P_d$  [Pa]: Presión de diseño.
- $D$  [m]: Diámetro del biorreactor.
- $S$  [N/m²]: Esfuerzo máximo permisible.
- $E$ : Eficiencia de la unión soldada, se tomará un valor de 0,80 (Tabla 6.11). Éste depende del tipo de unión, la calidad de la soldadura y la frecuencia de exámenes radiográficos. Se ha seleccionado el valor mínimo de eficiencia para una soldadura que pasa por exámenes radiográficos puntuales como mantenimiento preventivo, ésta puede estar doblemente soldada o con una única tira de apoyo.

Descripción del trabajo	Categoría de la unión	Grado de examen radiográfico		
		Completo	Puntual	Ninguno
Unión a tope doblemente soldada o equivalente	A, B, C, D	1,0	0,85	0,70
Unión a tope, soldadura única con tira de apoyo	A, B, C, D	0,9	0,8	0,65
Unión a tope, soldadura única sin tira de apoyo	A, B, C	NA	NA	0,60
Unión de superposición doblemente rellena completa	A, B, C	NA	NA	0,55
Unión de superposición rellena completa con soldaduras de tapón	B, C	NA	NA	0,50
Unión de superposición rellena completa sin soldaduras de tapón	A, B	NA	NA	0,45

Tabla 6.11 – Eficiencia máxima permisible de la unión soldada [34]

Resolviendo las ecuaciones 60 y 61 de forma paralela se saca como valor máximo de espesor mínimo permisible un espesor de 0,8mm. Este espesor nos valdría si no hubiera que tener en cuenta que el recipiente tiene que soportar su propio peso y resistir la corrosión. En la Tabla 6.12 vienen los espesores mínimos que debería tener el recipiente para ser funcional de acuerdo al código ASME:

Diámetro del recipiente (m)	Espesor mínimo (mm)
1	5
1 a 2	7
2 a 2,5	9
2,5 a 3,0	10
3,0 a 3,5	12

Tabla 6.12 – Espesor mínimo práctico de pared [34]

Se toma, para un diámetro interno de 1,51 m, un espesor de 7 mm, ya que será más que adecuado para satisfacer los requisitos propuestos.

### **TIPO DE FONDO Y DIMENSIONES**

Entre las 4 principales posibilidades de cabezales que se pueden utilizar: placas planas, cabezales hemisféricos, cabezales elípticos y cabezales torisféricos se selecciona este último.

La elección de un cabezal torisférico (Fig. 6.9) se ha hecho porque, en primer lugar, se han descartado los demás. El plano está limitado a presiones bajas y diámetros pequeños, los elípticos se usan en situaciones en las que se trabaja por encima de 15 bar y el hemisférico es el más fuerte, capaz de soportar grandes presiones, pero es más caro que el torisférico. Cómo trabajamos a presiones muy por debajo de 10 bar la elección de un fondo torisférico parece la opción más adecuada.

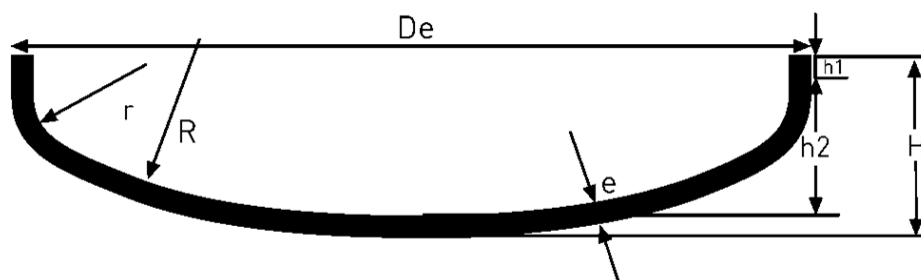


Fig. 6.9 – Dimensiones de un fondo torisférico tipo Kloppe [58]



Se decide usar uno de tipo Kloppler pues es el que representa más estrictamente los fondos torisféricos en todos los manuales de diseño.

Con respecto a la Fig. 6.9 las dimensiones señaladas representan:

- $D_e$  [m]: Diámetro exterior del recipiente.
- $R$  [m]: Radio esférico interior.
- $r$  [m]: Radio rebordeo interior.
- $e$  [m]: Espesor.
- $h_1$  [m]: Pestaña (Parte recta).
- $H$  [m]: Altura total exterior.
- $h_2$  [m]: Altura interior del fondo.

Estas se calcularán de acuerdo a la norma DIN – 28011(Tabla 6.13)

NORMA	
<b>D I N</b>	$R = D_e$ $r = 0.1 D_e$ $h_1 \geq 3.5e$ $h_2 = 0.1935 D_e - 0.455e$ $H = h_2 + h_1 + e$ $D_d = 1.11 D_e + 1.85 h_1$ $V(h_2) = 0.1 (D_i)^3$

**Tabla 6.13 – Dimensiones normalizadas de fondos tipo Kloppler (DIN -28011)**

Representando  $V$  el volumen del fondo,  $D_i$  el diámetro interno y  $D_d$  el diámetro del disco de partida, este es el plato metálico al cual se le dará forma para hacer el fondo.

Las dimensiones del fondo calculadas conforme a la norma y partiendo del diámetro exterior del biorreactor, 1,51 m y del espesor calculado previamente, 0,007 m vienen recogidos en Tabla 6.14:

$D_e$ [m]	1,51	$h_2$ [m]	0,289
$e$ [m]	0,007	$H$ [m]	0,319
$R$ [m]	1,51	$D_d$ [m]	1,732
$r$ [m]	0,15	$D_i$ [m]	1,496
$h_1$ [m]	0,03	$V_{fondo}$ [m <sup>3</sup> ]	0,335

**Tabla 6.14 – Dimensiones del fondo Kloppler conforme a la norma DIN – 28011**

## **DIMENSIONES REALES DEL BIORREACTOR**

Conocidas las dimensiones de los fondos del biorreactor podremos calcular las dimensiones reales del mismo. Empezaremos calculando las dimensiones de la parte del biorreactor que no es el fondo. Para calcular el volumen hay que restar al volumen total el volumen de los fondos, como asumimos que los dos fondos son iguales se multiplicará el volumen calculado previamente por dos, como se ve en la Ec.62:

$$V_{cilindro} = V_{Tot} - 2 \cdot V_{fondos} \quad \text{Ec.62}$$

Conocido el volumen sacamos la altura a partir de la fórmula para el cálculo del volumen de un cilindro, el diámetro no variará del calculado previamente, 1,51 m.

La altura total será la suma de dos veces la altura de los fondos más la calculada hace un momento.

En la tabla adjunta se muestran las dimensiones recalculadas del biorreactor:

$V_{cilindro} [m^3]$	3,388
$V_{fondo} [m^3]$	0,335
$V_{tot} [m^3]$	4,058
$D_{int} [m]$	1,510
$D_{ext} [m]$	1,524
$e [m]$	0,007
$H_{cilindro} [m]$	1,891
$H_{fondo} [m]$	0,319
$H_{tot} [m]$	2,529

Tabla 6.15 – Dimensiones del biorreactor

## 6.4.2 SELECCIÓN DEL ESPESOR DEL AISLANTE

Como ya comentamos en el apartado anterior se va a aislar el reactor con lana de roca, un material de baja conductividad térmica ( $k=0,035 \text{ W} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$ ).

El objetivo de este aislamiento es disminuir las pérdidas de calor durante la reacción y mantenerla trabajando de forma isotérmica a  $60^\circ\text{C}$ .

Cuando se aísla un cilindro o una esfera hay dos fenómenos que se contrarrestan, a mayor aislante mayor es la resistencia a la conducción, pero menor será la resistencia a la convección debido al incremento en el área exterior, así que en ciertos casos poner aislante puede ser contraproducente. Conviene estudiar la relación del calor con el espesor del aislante (Fig. 6.10).

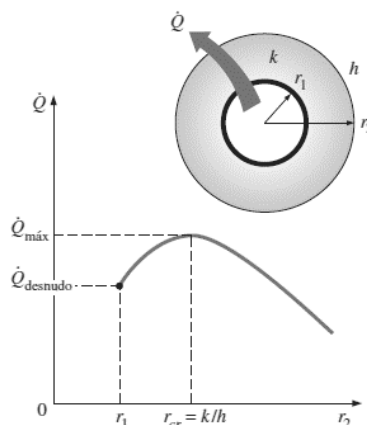


Fig. 6.10 – Relación radio externo con la transmisión de calor

El calor se transportará hacia afuera habiendo tres resistencias: la resistencia a la conducción a través de la pared de acero, la conducción a través del aislante y la convección a través del aire. Se ha descartado el transporte por convección en el interior porque al estar mezclado el sistema y ser isotérmico se puede considerar que la temperatura es la misma en todos los puntos del sistema.

Calcularemos el calor con la siguiente expresión (Ec.63):

$$Q = \frac{T_{reac} - T_{\infty}}{R_{pared} + R_{aisl}} = \frac{T_{reac} - T_{\infty}}{\frac{\ln\left[\frac{r_1}{(r_1 - e)}\right]}{2\pi \cdot H \cdot k_{acero}} + \frac{\ln\left[\frac{r_2}{r_1}\right]}{2\pi \cdot H \cdot k_{aislante}} + \frac{1}{2\pi \cdot r_2 \cdot H \cdot h_a}} \quad \text{Ec.63}$$

Siendo:

- $T_{reac}$  [°C]: Temperatura interior del sistema constante e igual a 60°C.
- $T_{\infty}$  [°C]: Temperatura ambiental, también constante, consideramos la media del mes más frío 12°C.
- $k_{acero}$  [W·m<sup>-1</sup>·K<sup>-1</sup>]: Conductividad térmica de la pared de acero, 14,9 W·m<sup>-1</sup>·K<sup>-1</sup>.
- $e$  [m]: Espesor del acero, 0,007 m.
- $k_{aislante}$  [W·m<sup>-1</sup>·K<sup>-1</sup>]: Conductividad térmica del aislante, fibra de vidrio, 0,035 W·m<sup>-1</sup>·K<sup>-1</sup>.
- $r_1$  [m]: Radio exterior del biorreactor, 0,762 m.
- $h_a$  [W·m<sup>-2</sup>·K<sup>-1</sup>]: Coeficiente de convección del aire, según la bibliografía está entre 5-25.
- $H$  [m]: Altura de la parte cilíndrica del biorreactor, 1,89 m.

El transporte de calor será por tanto como se ve en la Fig. 6.11:

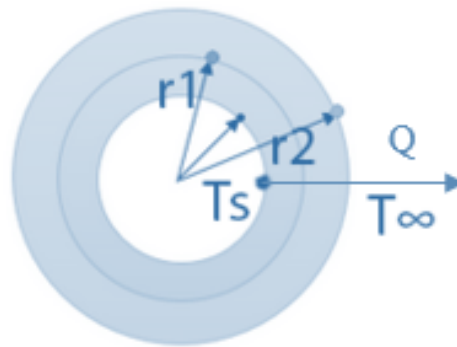


Fig. 6.11 – Perfil de transmisión de calor a lo largo de un cilindro con aislante

Es conveniente calcular el calor que se pierde sin aislante, lo calcularemos para un coeficiente de convección del aire de 5 y 25, por separado, para conocer el rango de pérdida de energía. Se calculará con la Ec.64:

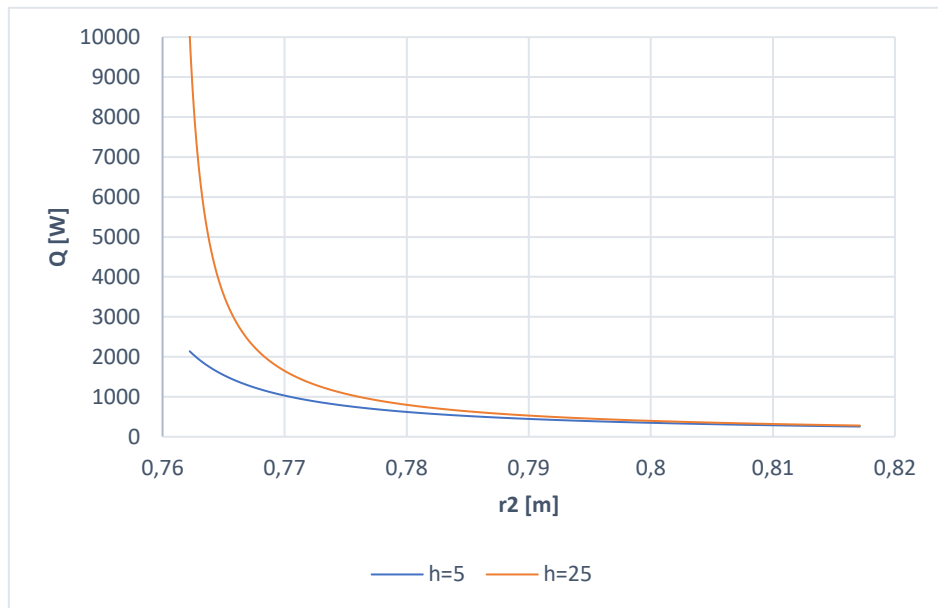
$$Q = \frac{T_{reac} - T_{\infty}}{\frac{\ln\left[\frac{r_1}{(r_1 - e)}\right]}{2\pi \cdot H \cdot k_{acero}} + \frac{1}{2\pi \cdot r_1 \cdot H \cdot h_a}} \quad \text{Ec.64}$$

Resolviendo se tiene:

$$Q_{h5} = 2168,76 \text{ W}$$

$$Q_{h25} = 10741,77 \text{ W}$$

Las incógnitas en la Ec.63 son el calor,  $Q$ , y el radio exterior,  $r_2$ . Dándole valores a  $r_2$  podemos sacar la gráfica de la Fig. 6.10, pero aplicada a nuestro caso:



**Fig. 6.12 – Gráfica que relaciona el radio exterior del aislante con la transmisión de calor del reactor**

En la gráfica de la Fig. 6.12 se observa que, independientemente del coeficiente de convección que tomemos, la reducción de la transmisión de calor deja de ser notable a partir de un  $r_2$  de aproximadamente 0,78 m, es decir, un espesor de aislante de aproximadamente 18 cm.

Como la lana de roca comercial viene con espesores fijados de 30, 40, 50 y 60 mm [50], probaremos la Ec.63 con estos espesores y valoraremos que espesor de aislante debemos aplicar (Tabla 6.16):

$e_{\text{aisl}} [\text{m}]$	$r_2 [\text{m}]$	$Q [\text{W}]$	Ahorro E (h=5)	Ahorro E (h=25)
<b>0,03</b>	0,792	457,411	78,91%	95,74%
<b>0,04</b>	0,802	355,279	83,62%	96,69%
<b>0,05</b>	0,812	291,189	86,57%	97,29%
<b>0,06</b>	0,822	247,188	88,60%	97,70%

**Tabla 6.16 – Transferencia de calor con aislante de distinto espesor**

A mayor espesor del aislante menores serán las pérdidas. Para no ir por la opción más cara se decide aplicar un espesor de 40 mm, ya que un espesor mayor no presenta una diferencia enorme en la reducción de la transferencia de calor con respecto al siguiente espesor.

## 6.5 INTERCAMBIO DE CALOR

En este apartado se hará el diseño del circuito calefactor, se determinará las variaciones de temperatura del fluido térmico a lo largo de su recorrido por las distintas unidades de intercambio de calor, y se dimensionarán, grosso modo, éstas.

En el apartado 6.3 hemos estimado el área de placas necesarias sin tener en cuenta el paso del fluido térmico por el encamisado o serpentín del reactor, se ha hecho para simplificar los cálculos. Ahora, una vez fijada la temperatura de reacción, 60°C, y todas las variables ligadas, podremos determinar el resto de variables con exactitud.

En la Fig. 6.13 se muestra un esquema del circuito calefactor:

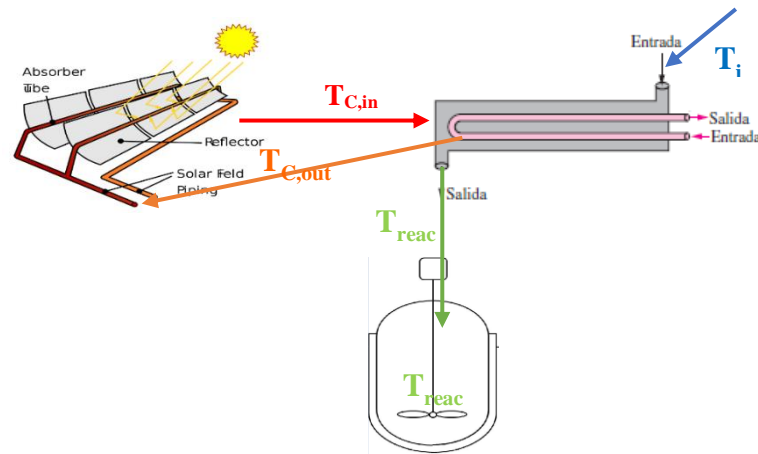


Fig. 6.13 – Esquema del sistema de intercambio de calor

### 6.5.1 INTERCAMBIADOR DE CALOR

Primero calculamos el calor que hay que aportar para calentar la corriente de concentrado de biomasa de 12°C hasta 60°C, para ello aplicamos la ya mencionada Ec.56:

$$\dot{Q} = 0,337 \cdot 4178 \cdot (60 - 12) = 67528,53 \text{ W}$$

Conocido el calor despejamos de la Ec.55 la temperatura de salida, ya que el calor ganado por un fluido es el que ha perdido el otro:

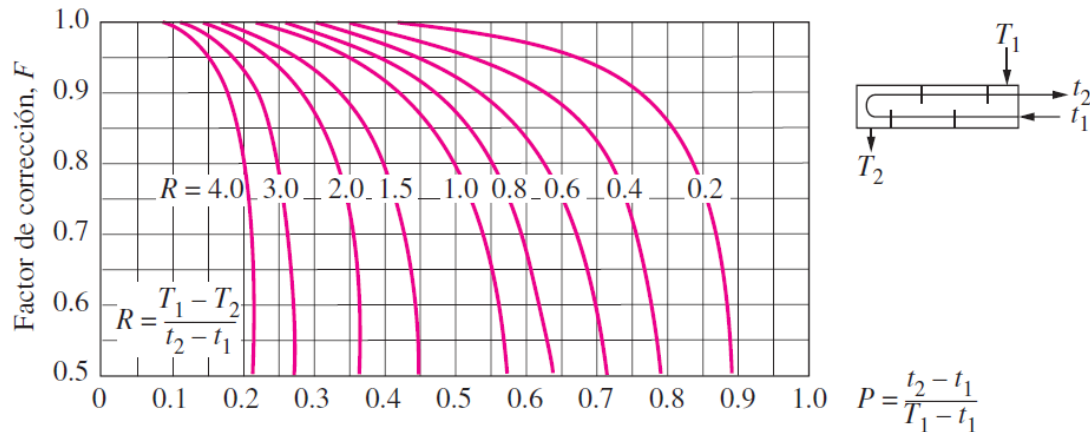
$$T'_{c,out} = 200 - \frac{67528,53}{0,380 \cdot 2000} = 111,18 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Es mayor que la temperatura de salida del fluido frío, por lo que es válida.

Conocidas todas las temperaturas que intervienen en el intercambiador de calor podremos determinar la diferencia de temperatura logarítmica y posteriormente el área de intercambio de calor:

$$\Delta T_{mL} = \frac{(200 - 60) - (111,2 - 12)}{\ln \left[ \frac{(200 - 60)}{(111,2 - 12)} \right]} = 118,42 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Como el intercambiador de calor no es de tubo concéntrico en flujo a contracorriente, debemos aplicar un factor de corrección para un intercambiador de calor de carcasa y tubo de un paso por carcasa y dos de tubo para ello nos ayudamos de la gráfica y las ecuaciones mostradas en la Fig. 6.14:

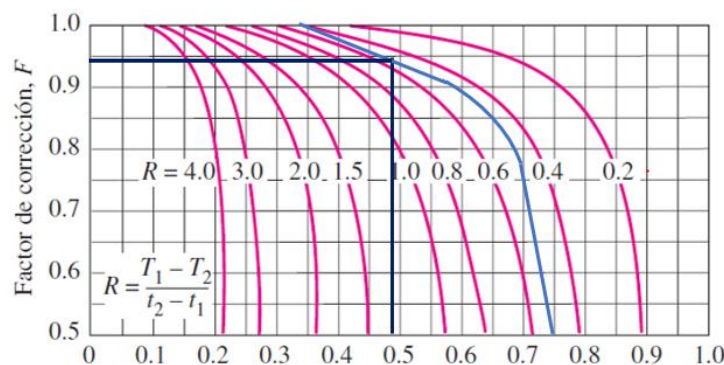


**Fig. 6.14 – Gráfica para determinar el factor de corrección de un IC de carcasa y tubo de un paso por carcasa y 2,4, ... (múltiplo de 2) pasos por tubo [47]**

Se ha determinado R y P como 0,54 y 0,47, respectivamente, siendo:

- $T_1 = T_{in} = 12^\circ\text{C}$
- $T_2 = T_{reac} = 60^\circ\text{C}$
- $t_1 = T_{c,in} = 200^\circ\text{C}$
- $t_2 = T_{C,out} = 111,2^\circ\text{C}$

En la Fig. 6.15 se ha estimado el valor del factor de corrección como 0,95:



**Fig. 6.15 – Determinación del factor de corrección [47]**

Conocido esto podremos determinar el área de intercambio Ec.65:

$$A_{IC} = \frac{Q}{U \cdot \Delta T_{mL} \cdot F} \quad \text{Ec.65}$$

Resolviendo:

$$A_{IC} = \frac{Q}{U \cdot \Delta T_{mL} \cdot F} = \frac{67528,53}{250 \cdot 118,42 \cdot 0,95} = 2,4 \text{ m}^2$$

Si, en el intercambiador de calor, mantenemos el mismo número de tubos que en los colectores, 11, y con el mismo diámetro (6 mm de diámetro exterior), podremos establecer la longitud de paso a través del intercambiador, para ello usamos la Ec.66:

$$L_{tub} = \frac{A_{IC}}{n^{\circ} \text{ tubos} \cdot \pi \cdot d_{ext}} \quad \text{Ec.66}$$

Calculando, se estima la necesidad de una longitud de paso de 11,58 m cada tubo.

## 6.5.2 NECESIDAD DE SERPENTÍN

La temperatura de entrada del fluido calefactor en el serpentín será la de salida del intercambiador de calor, o sea, 111,2°C.

El objetivo del serpentín es mantener la temperatura del fluido en el reactor a 60°C, para ello, el flujo de calor aportado debe ser igual al flujo de calor que se pierde por las paredes y se ha calculado en el apartado donde se calculó el espesor de aislamiento, 355,28 W.

Para empezar calcularemos la temperatura de salida del serpentín,  $T_{c,out}$ , y asimilaremos los cálculos al de un intercambiador de calor de carcasa y tubo, ya que el calor metabólico de la reacción es nulo y las corrientes de entrada y salida tendrán temperaturas muy similares a las de dentro del reactor. Emplearemos por tanto la Ec.55:

$$T_{C,out} = 111,2 - \frac{355,28}{0,380 \cdot 2000} = 110,71 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

La variación de temperatura es apenas apreciable por lo que estimaremos cual será la temperatura de salida del reactor dada esa pérdida de energía y si no dista mucho de 60°C descartaremos el uso del serpentín, con la Ec.56 nuevamente calculamos la temperatura de salida del hidrolizado de proteínas:

$$T_{Producto} = 60 - \frac{355,28}{0,337 \cdot 4178} = 59,75 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

La temperatura de salida apenas varía de la de entrada, se descarta el uso de serpentín en el biorreactor.

La temperatura de entrada del fluido calefactor en el sistema colector será por tanto igual a la de salida del intercambiador de calor, 111,2°C.

### 6.5.3 COLECTOR SOLAR

Ya comentamos en el apartado 6.3 que se usarán placas de cilindro parabólico de 3,6 m<sup>2</sup>, 3 metros de longitud de tubo colector, para elevar la temperatura del fluido calefactor. El tubo colector consiste en 11 tubos alrededor de una semicircunferencia de 70 cm concéntrica al foco de la parábola que forma el perfil de la placa solar. Estos tubos tendrán cada uno un diámetro interior de 5 mm y 1 mm de espesor.

En el mismo apartado se determinó que por cada placa, o sea, por cada 3 metros de tubo, la temperatura del fluido térmico se eleva unos 6°C.

Conocido esto y las temperaturas de entrada y salida al sistema podremos determinar la longitud de tubo colector necesario (Ec.67):

$$L_{placas} = \frac{T_{c,in} - T_{c,out}}{\Delta T_{placa} / 3} \quad \text{Ec.67}$$

Se necesitan 44,32 m de placa, redondeando a placas de las dimensiones controladas, se necesitan 15 placas de 3,6 m<sup>2</sup> cada una, teniendo, por tanto, 54 m<sup>2</sup> de placas.



## 6.6 AGITACIÓN

La agitación del biorreactor se hará por medio de una turbina de placas planas. En el apartado 6.3.6 dijimos que la razón de agitación en una reacción homogénea era de  $10 \text{ W} \cdot \text{m}^{-3}$ , realmente, de acuerdo a nuestra fuente [34], ésta se encuentra entre 10 y  $30 \text{ W} \cdot \text{m}^{-3}$ , tomaremos la razón más pesimista, 30.

Para poder usar esta relación es necesario que el tanque cuente con deflectores.

Para nuestro biorreactor de  $4,06 \text{ m}^3$ , se necesita un agitador de, al menos, 121,74 W.

Se elige un agitador de turbina de catálogo de 0,37 kW [49].

## ANEXO 7: DEPÓSITOS

En toda planta de producción es necesaria la presencia de una serie de depósitos tanto para almacenar las materias primas que se pretenden utilizar, como para almacenar los productos y subproductos que los procesos generen.

En el presente proyecto las únicas materias primas que requerirán de un almacenamiento son el bicarbonato de sodio ( $\text{NaHCO}_3$ ) y el dióxido de carbono  $\text{CO}_2$ .

Por otro lado, el único producto que tendrá que almacenarse, previamente a ser envasado, será el hidrolizado de proteínas, ya que el agua regenerada se descargará fuera de la planta conforme se trate.

### 7.1 ALMACENAMIENTO DE $\text{CO}_2$

La demanda de  $\text{CO}_2$  por parte de dos procesos distintos dentro del sistema conformado por la planta de obtención de biomasa hace necesaria la presencia de un depósito de este gas. Éste es necesario en:

- Los HRAPs, para el control del pH del medio y el abastecimiento de una fuente de carbono al cultivo.
- El reactor de neutralización, mediante la aportación de  $\text{CO}_2$  se acidifica el agua hasta llegar a un valor de pH objetivo.

Será necesario un depósito de  $\text{CO}_2$  de unas dimensiones suficientes para abastecer la demanda durante, al menos, 3 días, ya que existe la posibilidad de que los fines de semana no se pueda reabastecer el tanque. Para mayor seguridad se diseñará con un tiempo de almacenamiento de 4 días.

Se diseñará poniéndonos en el peor de los casos, es decir, el máximo consumo de  $\text{CO}_2$  en ambos procesos en los que está implicado.

La demanda de  $\text{CO}_2$  por parte del cultivo se determinó en el apartado 2.4.2 (ANEXO 2) de este documento, y ésta es de  $551,36 \text{ kg} \cdot \text{día}^{-1}$ . Mientras que la demanda de  $\text{CO}_2$  necesaria para bajar el pH hasta el nivel deseado en el reactor de neutralización se estimó que será de  $8,08 \text{ kg} \cdot \text{día}^{-1}$  (Apartado 5.4.2, ANEXO 5).

Con todo esto en cuenta, se requiere un depósito que admita  $2237,80 \text{ kg}$  de  $\text{CO}_2$ . Para requerir un volumen menor del tanque de  $\text{CO}_2$ , se decide almacenar de forma criogénica, en estado líquido y a una presión mayor que la atmosférica.

Al tratarse de un recipiente a presión, éste debe regirse por unos estándares de diseño, como el código ASME Boiler and Pressure Vessel Code (código ASME BPV) o la Directiva de Equipos a Presión (Council Directive 97/23/EC).

Con estos datos y estas referencias, se decide instalar un depósito a partir de catálogo, en concreto se ha elegido un depósito criogénico de almacenamiento de CO<sub>2</sub> de la empresa Lapesa [55], un modelo de la serie LCC.

Este tipo de modelos cuentan con la homologación europea y tiene una presión de trabajo de 24 bar y una temperatura de -50°C, está construido en acero al carbono y tiene un fuerte aislamiento térmico.

Además, cuenta con un sistema automático de regulación de presión y un sistema de seguridad que alivia el recipiente ante altas presiones.

En la Tabla 7.1 se muestran los distintos modelos de la serie LCC:

MODELOS	LCC 6 V	LCC 11 V	LCC 15 V	LCC 20 V	LCC 32 V	LCC 46 V	LCC 60 V
Volumen (m <sup>3</sup> )	6,1	10,6	15,2	19,8	32,0	46,0	59,9
Diámetro exterior D (mm)	2.200	2.200	2.200	2.200	3.000	3.000	3.000
Altura total L (mm)	4.250	6.200	8.150	10.100	8.450	11.350	14.250
Peso en vacío (kg)	4.400	7.200	9.300	11.600	18.900	22.500	25.900
Peso contenido del CO <sub>2</sub> (kg)*	6.400	11.130	15.960	20.790	33.600	48.300	62.900
Salida máxima de líquido (kg/h)**	400	400	400	400	950	950	950
Tasa de evaporación (% CO <sub>2</sub> /día)	0,06	0,05	0,04	0,04	0,03	0,03	0,03

\* Peso con referencia a presión 10 bar y llenado al 95% de su capacidad.

\*\* Capacidad de salida PPR estándar, sin disminución de la presión. Consultar otras opciones.

**Tabla 7.1 – Modelos y características principales de los depósitos de CO<sub>2</sub> [55]**

Se ha elegido el modelo más pequeño, el LCC 6 V, ya que supera con creces la capacidad que habíamos establecido como requisito para el depósito.

Este depósito tiene una capacidad de 6400 kg de CO<sub>2</sub> almacenados a una presión de 10 bar, aunque el depósito soporta hasta 24 bar de presión por lo que se podría llenar más, y a una temperatura de -50°C. Con esta capacidad, y manteniéndolo en unas condiciones seguras de presión y llenado, se podría hacer el abastecimiento cada 15 días. Reduciéndose los costes de transporte.

## 7.2 ALMACENAMIENTO DE $\text{NaHCO}_3$

Conforme a la ficha técnica y de seguridad del bicarbonato, éste debe ser almacenado en un lugar fresco y seco, separado de ácidos y bases fuertes. Hay que tener cuidado pues se descompone a temperaturas por encima de  $65^\circ\text{C}$ , por ello se recomienda almacenar en ambientes con temperaturas inferiores a  $40^\circ\text{C}$ . Es un producto absorbente de olores por lo que no debe almacenarse con otros productos de olores fuertes.

No se recomienda almacenar en lotes mayores de 3 toneladas, pues el bicarbonato tiende a compactarse.

El depósito de bicarbonato consistirá en una tolva de acero inoxidable acoplado a un dosificador del tipo tornillo sin fin que dosificará el ecualizador de flujo mediante un lazo de control de pH, como ya se ha comentado en el apartado 3.2.2 del ANEXO 3:

La demanda de  $\text{NaHCO}_3$  se determinó en ese mismo apartado,  $186,92 \text{ kg}\cdot\text{día}^{-1}$ . Calcularemos un depósito que pueda contener una cantidad de al menos para 4 días de abastecimiento, esto es, un depósito de 747,66 kg, al menos.

Dada la densidad del bicarbonato,  $2173 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$ , se requiere un depósito de al menos 344 L.

De entre todas las posibilidades que ofrece el mercado se ha seleccionado un dispositivo que cuenta con una tolva de almacenamiento, alabes rompebóvedas y un dosificador. En concreto, el modelo ZFP 500/DM de la empresa Flow Control and Handling S.A [57] (Fig. 7.1)

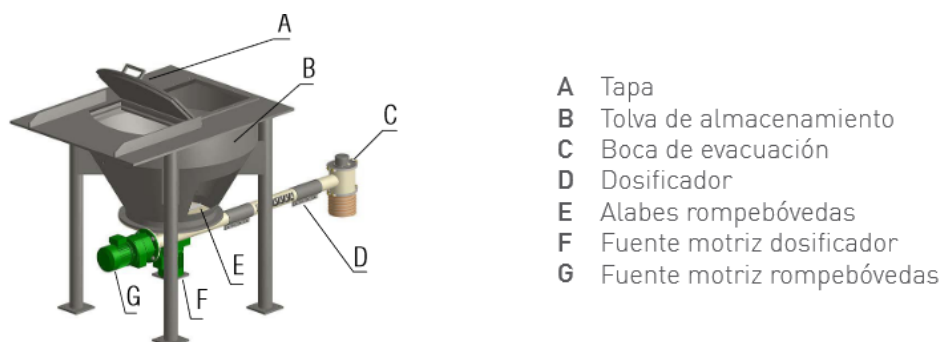


Fig. 7.1 – Rompebóvedas y dosificador ZFP 500/DM [57]

Este modelo puede tener una capacidad de almacenamiento desde 50 hasta 5000 litros, y puede dosificar en un rango de entre 1-15000 L/h.

Se ha estimado que el flujo másico será aproximadamente de  $6,24 \text{ kg}\cdot\text{h}^{-1}$ . Dada la densidad del bicarbonato, el caudal volumétrico de sal que dosificará será de  $2,87 \text{ L}\cdot\text{h}^{-1}$ , para este caudal el diámetro del dosificador será el más pequeño del catálogo, 40 mm de diámetro exterior.

El material será acero inoxidable, para evitar así la posible corrosión, y tendrá una capacidad de 400L, para así satisfacer las exigencias del proceso.

## 7.3 ALMACENAMIENTO DEL BIOFERTILIZANTE

El producto es un hidrolizado de aminoácidos con el fin de ser usado como fertilizante. Este hidrolizado no es corrosivo, ni tóxico, ni presenta algún tipo de peligrosidad, reactividad o riesgo de incendio, por lo que el depósito en el que se almacenaría puede ser cualquier material, se recomienda, por ser más económicos, depósitos de Polietileno de Alta Densidad (PEAD) o Poliéster reforzado con fibra de vidrio (PRFV), que es el material que se usan en depósitos para almacenar agua potable por su inocuidad, de esta forma se dañará lo menos posible la calidad del producto.

El volumen del depósito se calculará como el producto del caudal diario de hidrolizado por el número de días que se pretenda tener almacenado antes de embotellar o distribuir.

Se considerará, para tener un margen de seguridad, un tiempo de almacenado de 3 días, de esta manera se podrá estimar la capacidad necesaria.

Con un caudal máximo de  $1,22 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ , y bajo 9 horas de operación cada día, se requerirá un depósito de al menos  $32,92 \text{ m}^3$ .

Se decide tomar una unidad de catálogo, de la empresa Tadipol SL, en concreto una cisterna horizontal exterior de  $35 \text{ m}^3$  de capacidad [56].

Estos depósitos cuentan con accesorios como: una boca de hombre de 550 mm de diámetro con válvula de aireación, 2 tubuladuras bridadas normalizadas, para entrada y salida del producto, y 5 cunas de soporte.

Aunque podría ir enterrado se decide instalar en la superficie por recomendación del fabricante.

Estos depósitos están preparados para almacenar agua potable o productos alimenticios, cumpliendo la normativa básica para instalaciones interiores de suministro de agua. Además, han sido diseñado bajo los estándares de cálculo y construcción de depósitos (British Standar 4994, UNE 53.406/93 y UNE 53.303/91).

Las medidas exteriores del depósito son: 2,5 m de diámetro y 7,51 m de largo.

Dado el volumen de  $35 \text{ m}^3$ , se tendrá un tiempo de retención hidráulico de 3,2 días.

En la Fig. 7.2 se puede ver las dimensiones del depósito elegido:



Volumen (litros)	Diámetro (mm)	Longitud (mm)	Num. Cunas
1.600	1.100	2.010	-
2.800	1.300	2.340	-
4.000	1.400	3.060	-
5.200	1.600	3.150	-
6.500	1.600	3.720	-
8.000	2.000	2.850	2
10.000	2.000	3.500	3
12.000	2.000	4.150	3
15.000	2.350	3.900	3
20.000	2.500	4.450	3
25.000	2.500	5.470	4
30.000	2.500	6.500	5
35.000	2.500	7.510	5
40.000	2.500	8.550	6
50.000	2.500	10.600	7
60.000	3.000	9.000	6
75.000	3.000	11.100	8

Fig. 7.2 – Dimensiones del depósito de biofertilizante [56]

## ANEXO 8: PUESTA EN MARCHA

Hasta ahora hemos estado diseñando todas las unidades suponiendo estado estacionario, sin embargo, el sistema hay que arrancarlo y en un proceso con cinética biológica no es ni sencillo ni rápido, por ello hay que planificarlo bien previamente y contar con una serie de fotobiorreactores más pequeños que servirán para inocular los fotobiorreactores más grandes que conforman el proceso diseñado.

### 8.1 INÓCULO

Para empezar, hay que diseñar una serie de reactores de inóculo, reactores más pequeños que van desde escala laboratorio hasta la escala industrial que se ha proyectado en el ANEXO 2:.

Estos reactores trabajan en batch, discontinuo, hasta alcanzar la concentración máxima del cultivo, para, una vez llegado este punto, inocular un reactor más grande.

Como regla general cada reactor de inóculo debe partir de una concentración de, al menos,  $100 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ , éstos deben de cultivarse el tiempo suficiente hasta alcanzar la concentración máxima soportada por el cultivo.

Otra práctica común en el diseño del sistema de biorreactores de inóculo es diseñar cada etapa de inóculo, al menos, por duplicado, por si, en el caso en el que se cayera uno de los cultivos hay otro que pueda levantarlo.

El objetivo es inocular cada uno de los HRAPs del sistema, de  $1586,4 \text{ m}^3$ , para ello se deben empezar por reactores a escala laboratorio, que inoculen a otros un poco más grandes, que a su vez inoculan a otros aún más grandes y así hasta haber inoculado el sistema entero de 8 HRAPs de  $1586,4 \text{ m}^3$  cada uno.

Los primeros inóculos en laboratorio se hacen en medios enriquecidos y en ambientes lo más estériles posible, ya que en esta etapa el cultivo es más delicado y se pretende alejar de la posible contaminación por otros microorganismos. Éstos inocularán a los siguientes más grandes de forma que se alcance la concentración mínima establecida,  $100 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ .

Para asegurarnos de que sólo va a crecer *Spirulina* se debe enriquecer el medio previamente con bicarbonato, esto sirve también para incrementar el pH y para enriquecer el medio con carbono, nutriente esencial de las microalgas.

En el apartado 2.2.4 (ANEXO 2) se muestra la concentración máxima que puede alcanzar un cultivo de *Arthrospira platensis* cultivada en modo discontinuo:  $548 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ .

Para el diseño de este conjunto de reactores de inóculo consideraremos que vamos a inocular un solo reactor, y ya, a partir de este se inocularán los otros siete.

Se prevé el uso de un fotobiorreactor de 19 L del tipo columna previo a la inoculación del HRAP más pequeño, éste podrá estar tanto en el exterior como en el interior de un laboratorio, en éstos se puede alcanzar concentraciones de  $1\text{g}\cdot\text{mL}^{-1}$  [29].

Por otro lado, los HRAPs de inóculo tendrán, al contrario que los que se han diseñado en el ANEXO 2:, una geometría simple, es decir, una longitud L y un ancho de canal W, correspondiente al radio de la curva. Éstos también contarán con baffles para mejorar el flujo.

El tiempo que tarda en alcanzar la concentración máxima un fotobiorreactor trabajando en discontinuo es de entre 10 y 15 días, se tomará como referencia que cada etapa de inóculo tarda 14 días.

Con todo esto presente podremos diseñar los reactores de inóculo.

### 8.1.1 CÁLCULO DEL SISTEMA DE INÓCULO

Partimos del reactor más grande y a partir de éste se irán calculando los más pequeños por duplicado tomando como referencia la masa de biomasa que necesita el biorreactor para tener una concentración de  $100\text{mg}\cdot\text{mL}^{-1}$  ( $X_{\min}$ ), en este caso  $158,64\text{kg}$  (Ec.68).

$$m_{\text{inóculo}} = V_{\text{HRAP}} \cdot X_{\min} \quad \text{Ec.68}$$

Para obtener esa cantidad de biomasa se necesita un reactor de  $289,49\text{m}^3$  a concentración máxima (Ec.69), se decide redondear el valor a  $300\text{m}^3$ , y en lugar de un solo fotobiorreactor habrá 2 de  $150\text{m}^3$ .

$$V_{\text{min.reactor de inóculo}} = m_{\text{inóculo}} \cdot X_{\max} \quad \text{Ec.69}$$

Los siguientes reactores se calcularán de la misma manera hasta que el HRAP más pequeño pueda ser inoculado por un número razonable de fotobiorreactores de columna de 19 L. Éstos se calcularán teniendo en cuenta que su concentración máxima ( $X_{\max}$ ) alcanza  $1\text{g}\cdot\text{mL}$ , en lugar de  $548\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$  que alcanzan los HRAPs. En la Tabla 8.1 se muestran los resultados:

$V_{\min} [\text{m}^3]$	$V_{\text{real}} [\text{m}^3]$	nºunidades	$V_1 [\text{m}^3]$	$m_{\text{inóculo}} [\text{kg}]$
1586,4	1586,4	1	1586,4	158,64
289,489	300	2	150	30
54,745	55	2	27,5	5,5
10,036	12	2	6	1,2
2,190	2,5	2	1,25	0,25
0,456	0,5	2	0,25	0,05
0,050	0,057	3	0,019	0,0057

Tabla 8.1 – Cálculo del conjunto de fotobiorreactores de inóculo



Teniendo ya el volumen y el número de los biorreactores de inóculo procedemos a calcular el número de etapas de inóculo, las dimensiones (L y W) y el tiempo que se necesita para llegar a esa etapa de inoculación (Tabla 8.2). Partiremos directamente de los fotobiorreactores de columna.

Etapas	V <sub>1</sub> [m <sup>3</sup> ]	nºunidades	V <sub>tot</sub> [m <sup>3</sup> ]	t[días]	L [m]	W [m]
1	0,019	3	0,057	14	-	-
2	0,25	2	0,5	28	2,46	0,154
3	1,25	2	2,5	42	5,51	0,344
4	6	2	12	56	12,07	0,754
5	27,5	2	55	70	25,84	1,615
6	150	2	300	84	60,35	3,772
7	1586,4	1	1586,4	98	-	-
8	1586,4	5	7932	112	-	-
9	1586,4	2	3172,8	126	-	-

Tabla 8.2 – Orden de etapas, tiempo de inoculación y dimensiones de los fotobiorreactores

En total se estima que el proceso de inoculación del sistema dure alrededor de 4 meses, 126 días.

Posteriormente se ha calculado las dimensiones de los HRAPs considerando que la profundidad de todos es de 0,3 m y la proporción L/W es 16 (ANEXO 2:), de esta forma se calcula la longitud y el ancho de los canales de cada HRAP.

La longitud de los HRAPs se ha determinado a partir de la relación L/W y la fórmula que permite el cálculo del área de un círculo más la de un rectángulo de dimensiones Lx2W se deriva la fórmula que permite calcular L (Ec.70).

$$L = \sqrt{\frac{V_1 \cdot 16^2}{d \cdot (32 + \pi)}} \quad \text{Ec.70}$$

Siendo:

- V<sub>1</sub> [m<sup>3</sup>]: El volumen del fotobiorreactor, en cada caso.
- d [m]: La profundidad del fotobiorreactor, 0,3 metros en todo caso.

Redondeando estos valores de longitud y ancho se recalcula el área y el volumen de éstos. Los resultados se muestran en la Tabla 8.3:

Etapa	V <sub>1</sub> [m <sup>3</sup> ]	L' [m]	W' [m]	A [m <sup>2</sup> ]	V1 [m <sup>3</sup> ]
1	0,019	-	-	-	-
2	0,25	2,50	0,16	0,88	0,26
3	1,25	5,60	0,35	4,30	1,29
4	6	12,10	0,76	20,21	6,06
5	27,5	25,90	1,62	92,16	27,65
6	150	60,40	3,78	501,51	150,45
7	1586,4	-	-	-	-
8	1586,4	-	-	-	-
9	1586,4	-	-	-	-

**Tabla 8.3 - Dimensiones recalculadas de los HRAPs de inóculo, dimensiones reales**

No se muestran las dimensiones de los biorreactores grandes porque ya están diseñados en otro anexo. El biorreactor de 19 L tendrá una altura de 1 m y un diámetro de 16 cm, por ejemplo.

En total, los reactores de inóculo ocuparán una superficie de 1238,13 m<sup>2</sup>.

Dada la longitud de los biorreactores de la etapa 5 y 6, se podría estudiar la posibilidad de añadirlos al sistema como cultivos de producción.

### 8.1.2 ALCALINIZAR EL MEDIO

La *Spirulina* necesita de un medio alcalino para crecer, para ello antes del inóculo se inyectará una lechada de NaHCO<sub>3</sub> que, además de funcionar como una fuente de carbono para las microalgas, alcaliniza el pH. Su función anfótera permite que regule el pH del medio cuando la fotosíntesis es muy alta y el pH tiende a subir mucho.

En el apartado 3.2.1 (ANEXO 3) se estudió la química del NaHCO<sub>3</sub> con agua y se llegó a que sube el pH hasta 8,34. Para llegar a este valor hay que tener una concentración de, al menos, 10<sup>-3</sup>M, para ello se debe preparar una disolución de, al menos, 0,084 g·L<sup>-1</sup>. Teniendo en cuenta solamente los HRAPs de inóculo harán falta 31,4 kg de NaHCO<sub>3</sub> para poder inocular los biorreactores pequeños. Sin embargo, también hay que arrancar los biorreactores grandes, los contamos también, de esta forma para poner en marcha el sistema hará falta tener preparados 1097,3 kg de NaHCO<sub>3</sub>.

Un pH de 8,34 es suficiente para que el cultivo crezca y en poco tiempo, con la acción fotosintética, aumentar el pH hasta valores óptimos. Además, la alcalinidad del medio ofrece al sistema cierta protección frente a la contaminación de otros microorganismos.

### 8.1.3 AGITACIÓN

El sistema de agitación en los fotobiorreactores de inóculo será exactamente el mismo que el descrito en el apartado 2.3 del ANEXO 2:, o sea, dispondrán de una rueda de palas de 1,5 m diámetro y 8 palas en un sumidero cuyas dimensiones vienen en la Tabla 2.8 y una longitud de aspas de 45 cm. El ancho de las ruedas vendrá dado por el ancho del canal.

Quizás para los HRAPs más pequeños convenga adaptar el diámetro a la longitud del cultivo, pero en principio se asume un diámetro de 1,5 m.

Para calcular la potencia de agitación nos basaremos en las mismas ecuaciones en las que se basamos los cálculos de la potencia necesaria para agitar los sistemas de cultivo (Ec.23, Ec.24 y Ec.25).

Para empezar, calculamos el caudal que circula por el canal, para instalar la mitad de motores se calculará de forma que un motor impulse dos ruedas de palas de dos HRAPs iguales como se ve en la Fig. 8.1:



Fig. 8.1 – Dos HRAPs agitados por ruedas de palas impulsadas con el mismo motor

Para ello simplemente consideraremos un canal el doble de ancho.

Con la Ec.24 se determina el caudal en el canal, la velocidad quedó establecida en el ANEXO 2:, siendo ésta  $0,3 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$  y la profundidad 0,3 m.

$$Q_{canal} = W \cdot d \cdot V \quad \text{Ec.24}$$

Luego la pérdida total de carga hidráulica, tomando como coeficiente de Manning 0,01 en todo caso y  $L_{tot}$  como el doble de la longitud del canal (L).

$$H = 6,35 \frac{(n \cdot V)^2 L_{tot1}}{D_H^{4/3}} \quad \text{Ec.25}$$

Por último, se calcula la potencia hidráulica necesaria para agitar dicho HRAP, conocida ésta se puede decidir el motor que hace falta en cada fotobiorreactor. La eficacia de agitación quedó establecida como 17%.

$$P = \frac{Q \cdot \rho \cdot H}{102e} \quad \text{Ec.23}$$

Los resultados se muestran en la Tabla 8.4:

V [m³]	Q <sub>canal</sub> [m³·s <sup>-1</sup> ]	H [m]	P [W]
0,26	0,029	0,0011	1,878
1,29	0,032	0,0014	2,629
6,06	0,068	0,0021	8,133
27,65	0,146	0,0034	28,417
150,45	0,340	0,0067	130,749

**Tabla 8.4 – Cálculo de la potencia necesaria para agitar dos HRAPs del volumen indicado**

Dados estos resultados se necesitarán motores capaces de aportar una potencia de agitación de 2W, 3W, 9W, 30W y 135W.

## ANEXO 9: ESTUDIO HIDRÁULICO

En este anexo se determinará las pérdidas de carga de los fluidos en la planta, y, de forma básica, se diseñará el sistema de tuberías y equipos de bombeo necesarios.

Se hará desde la posición más desfavorable, es decir, el caso de caudal máximo del futuro, el caudal en el que hemos basado el diseño de todos los equipos.

### 9.1 DISEÑO DE TUBERIAS

Se calcularán las pérdidas de carga en las tuberías considerando que el fluido líquido que circula, en todo caso, es agua a 12°C, por tanto, la densidad y la viscosidad serán 999,7 kg·m<sup>3</sup> y 0,001307 Pa·s, respectivamente.

Los equipos de la planta no trabajan bajo presión, salvo el depósito de CO<sub>2</sub>, por lo que las tuberías de líquidos no tendrán que soportar altas presiones.

Para las líneas de tubería de líquido se elige como material el PVC por sus atractivas características:

- Económico y de alta disponibilidad.
- Alta resistencia química.
- Baja pérdida de carga.
- Alta flexibilidad y elasticidad.
- Ligero y de fácil instalación.

Para las líneas de gases se elige como material el acero al carbono.

En la Tabla 9.1 se muestra una definición de los tramos de tuberías, con una longitud (L) estimada conforme a la distribución de la planta (Plano 1), también se ha añadido la altura del punto de succión (z<sub>1</sub>) y de descarga (z<sub>2</sub>). Estas alturas corresponden con las cotas de los equipos, la altura con respecto al nivel del mar a la que se encuentran. Para estimarlas se ha supuesto que la planta va a encontrarse en un terreno llano y con la mayoría de los equipos semienterrados, además se ha recurrido a las curvas de nivel de un mapa topográfico de la zona. La zona en cuestión se encuentra a alrededor de 70 m por encima del nivel del mar. Supondremos que las tuberías van enterradas medio metro bajo tierra, y se estimará los accesorios que tendrá cada tramo.

Tramo	L [m]	z <sub>1</sub> [m]	z <sub>2</sub> [m]	Accesorios	Descripción	Material
L1	100	69,5	70	3 codos	Desde la EDAR al Ecualizador de Flujo	PVC
L2	250	66,5	69,5	4 codos 90° 7 Ts	Salida del Ecualizador hasta HRAPs	PVC
L2.1-L2.8	2	69,5	70,3	2 codos 90 1 val. comp	Desde el Ecualizador a cada uno de los Fotobiorreactores	PVC
L3.1-L3.8	0,8	70,3	69,5	2 codos 90	Desde cada HRAP hasta la L3	PVC
L3a y L3b	100	69,5	69,5	3Ts 3 codos 90	Dos tramos (izq. y dcha.) hasta el pozo de bombeo	PVC
L4	220	67	69,5	4 codos 90	Desde el pozo hasta el separador	PVC
L5	3	69,5	69,5	2 codos 90	Del Separador al Neutralizador	PVC
L6	500	68,5	69,5	3 codos 90 1 vál. comp	Del neutralizador al punto de reutilización	PVC
L7	30	70	70	3 codos 90	Del separador al IC	PVC
L8	3	70	70,5	2 codos 90	Del IC al biorreactor	Acero al carbono
L9	36	70	70	2 codo	Del biorreactor al tanque de almacenamiento	Acero al carbono

**Tabla 9.1 – Tramos de tuberías, longitud y cotas de los fluidos líquidos**

La longitud del tramo L6 se ha supuesto cómo 500 m, sin embargo, ésta irá hasta el punto de descarga o reutilización, que no está incluido en el alcance de este proyecto.

Los tramos L2.1 hasta L2.8 y L3.1 hasta L3.8 serán exactamente iguales, respectivamente, partiendo de L2 las primeras y desembocando en L3a (de L3.1 hasta L3.4) y L3b (de L3.5 hasta L3.8) las otras. Se prevé que L2, L3a y L3b llevarán el caudal máximo, la suma de los caudales transportados por las tuberías que desembocan de ellas.

Los tramos en los que los fluidos están calientes (L8 y L9) se emplearán tuberías de acero al carbono pues las de PVC soportan temperaturas de trabajo solamente hasta 50°C.

En el caso de las tuberías de gases (Tabla 9.2) nos interesa la longitud del tramo, de donde hasta donde van y la presión de entrada y de salida mínima de la tubería:

Tramo	L [m]	P <sub>1</sub> [MPa]	P <sub>2min</sub> [MPa]	Descripción
G1	60	2,4	0,12	Desde el Tanque de CO <sub>2</sub> al Neutralizador
G2.1-G2.8	200	2,4	0,10	Desde el Tanque de CO <sub>2</sub> a cada HRAP

**Tabla 9.2 - Descripción de los tramos de tubería para gases y su longitud**

El flujo de gas que circula por G2 estará controlado por un lazo de control que activará ciertas válvulas según las necesidades de pH del medio tratado en los equipos que necesiten de suministro de CO<sub>2</sub>.

La longitud de G2 mostrada en la Tabla 9.2 es la longitud del tramo G2.8, el resto de tramos, de G2.1 a G2.7, tendrán una longitud menor puesto que estarán más cerca del depósito, sin embargo, se decide calcular la pérdida de carga en la tubería más larga puesto que es la que ofrecerá más pérdida de carga.

Para estimar la presión mínima de salida se ha calculado la presión hidráulica al fondo del tanque de neutralización y al fondo de los HRAPs, empleando la Ec.71, de forma que el gas salga con una presión mayor para poder romper esta presión:

$$P = P_{atm} + \rho \cdot g \cdot h \quad \text{Ec.71}$$

Las tuberías del fluido calefactor de las placas y el intercambiador de calor no la hemos considerado dentro del alcance del proyecto, sin embargo, se estima que serán de acero al carbono, tendrán un diámetro interior de 5 mm y una longitud aproximadamente de 50 m. Es importante que las partes que no forman parte del colector o del intercambiador de calor estén bien aisladas para disminuir las pérdidas de energía.

### 9.1.1 DIÁMETRO

Lo primero que hay que calcular es el diámetro de cada una de las líneas, se calculará de forma que la velocidad de diseño sea  $1 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ . Para el caso de las tuberías con gases ( $\text{CO}_2$ ) se elige una velocidad de  $10 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ .

La sección se calcula como caudal volumétrico entre velocidad. Teniendo en cuenta que la sección es circular el diámetro óptimo de la tubería se calculará mediante la Ec.72:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot v}} \quad \text{Ec.72}$$

Siendo:

- D [m]: Diámetro de la tubería.
- Q [ $\text{m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$ ]: Caudal volumétrico.
- v [ $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$ ]: Velocidad lineal.

Una vez determinado este valor se procederá a elegir un diámetro normalizado según el material.

Para las tuberías enterradas de PVC tomaremos los diámetros nominales de la Tabla 9.3:

Diámetro Exterior (mm)			Espesor de Pared (mm)		Espesor de Pared (mm)		Espesor de Pared (mm)		Espesor de Pared (mm)
Nominal	Medio		SN2	SDR 51	SN 4	SDR 41	SN 8	SDR 34	
$\phi$	Min.	Máx.	Min	Máx	Min	Máx	Min	Máx	Ovalación Máxima (mm)
110	110,00	110,30	--	--	3,2	3,8	3,2	3,8	1.30
125	125,00	125,30	--	--	3,2	3,8	3,7	4,3	1.50
160	160,00	160,40	3,2	3,8	4,0	4,6	4,7	5,4	1.90
200	200,00	200,50	3,9	4,5	4,9	5,6	5,9	6,7	2.40
250	250,00	250,50	4,9	5,6	6,2	7,1	7,3	8,3	3.00
315	315,00	315,60	6,2	7,1	7,7	8,7	9,2	10,4	3.80
400	400,00	400,70	7,9	8,9	9,8	11,0	11,7	13,1	4.80
500	500,00	500,90	9,8	11,0	12,3	13,8	14,6	16,3	6.00
630	630,00	631,1	12,3	13,8	15,4	17,2	18,4	20,5	7.60
710	710,0	711,2	13,9	15,5	17,4	19,4	--	--	8.50
800	800,0	801,3	15,7	17,5	19,6	21,8	--	--	9.60

**Tabla 9.3 - Diámetro y espesores de las tuberías de PVC según la norma UNE 1401-1:2009**

A diámetros más pequeños ya se produce cierta presión en la conducción, por lo que habrá que atender a la norma UNE 1452 para tuberías de PVC con presión.

En cambio, para los gases tomaremos la referencia de la Tabla 9.4:

Diámetro exterior especificado <sup>a</sup>	Tamaño de la rosca <sup>a</sup>	Diámetro exterior		H			M		
		máx.	mín.	Serie pesada			Serie media		
				Espesor de pared	Masa por unidad de longitud de tubo negro		Espesor de pared	Masa por unidad de longitud de tubo negro	
					T	Extremo liso		T	Extremo liso
D	R					Con manguito			Roscado y con manguito
(mm)		(mm)	(mm)	(mm)	(kg/m)	(kg/m)	(mm)	(kg/m)	(kg/m)
10,2	1/8	10,6	9,8	2,6	0,487	0,490	2,0	0,404	0,407
13,5	1/4	14,0	13,2	2,9	0,765	0,769	2,3	0,641	0,645
17,2	3/8	17,5	16,7	2,9	1,02	1,03	2,3	0,839	0,845
21,3	1/2	21,8	21,0	3,2	1,44	1,45	2,6	1,21	1,22
26,9	3/4	27,3	26,5	3,2	1,87	1,88	2,6	1,56	1,57
33,7	1	34,2	33,3	4,0	2,93	2,95	3,2	2,41	2,43
42,4	1 1/4	42,9	42,0	4,0	3,79	3,82	3,2	3,10	3,13
48,3	1 1/2	48,8	47,9	4,0	4,37	4,41	3,2	3,56	3,60
60,3	2	60,8	59,7	4,5	6,19	6,26	3,6	5,03	5,10
76,1	2 1/2	76,6	75,3	4,5	7,93	8,05	3,6	6,42	6,54
88,9	3	89,5	88,0	5,0	10,3	10,5	4,0	8,36	8,53
114,3	4	115,0	113,1	5,4	14,5	14,8	4,5	12,2	12,5
139,7	5	140,8	138,5	5,4	17,9	18,4	5,0	16,6	17,1
165,1	6	166,5	163,9	5,4	21,3	21,9	5,0	19,8	20,4

<sup>a</sup> En el anexo A se establece la relación entre el diámetro exterior especificado (D), el tamaño de la rosca (R) y el diámetro nominal (DN).  
T = espesor de pared especificado

**Tabla 9.4 - Diámetro nominal de tuberías de acero al carbono por norma UNE-EN 10255:2004+A1:2007**

Seleccionado el diámetro nominal más cercano al diámetro calculado previamente, se recalcula la velocidad, utilizando el diámetro interior de la tubería y despejando la velocidad de la Ec.72.



Con la velocidad recalculada conviene conocer el régimen de flujo, para ello emplearemos el número de Reynolds (Ec.73), éste nos dirá el régimen de flujo según su valor:

- Si  $Re > 4000$ : Régimen turbulento.
- Si  $2100 < Re < 4000$ : Régimen de transición.
- Si  $Re < 2100$ : Régimen laminar.

$$Re = \frac{\rho \cdot D \cdot v}{\mu} \quad \text{Ec.73}$$

### 9.1.2 PÉRDIDA DE CARGA EN LA TUBERÍA

A lo largo de la conducción se producen pérdidas de carga debido a la fricción por el contacto del fluido con las paredes y, sobre todo, se producen pérdidas de carga en las zonas en las que se encuentran los accesorios, siendo estos codos, válvulas, conexiones, etc. Éstas son función de la velocidad de flujo, de la rugosidad y el diámetro de las tuberías y de las propiedades físicas del fluido.

#### Pérdida de carga por fricción

Conocido el régimen de flujo y determinando el coeficiente de pérdida de carga se podrá calcular la pérdida de carga en la tubería. Para ello hay que emplear la ecuación de Darcy-Weisbach [46] (Ec.74):

$$h_{tub} = f \cdot \frac{L}{D} \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g} \quad \text{Ec.74}$$

Siendo:

- $h_{tub}$  [m.c.a = m]: Pérdida de carga en la tubería.
- $D$  [m]: Diámetro hidráulico de la tubería.
- $L$  [m]: Longitud del tramo de tubería.
- $v$  [ $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$ ]: Velocidad del fluido en la tubería.
- $g$  [ $\text{m} \cdot \text{s}^{-2}$ ]: Aceleración de la gravedad.
- $f$ : Coeficiente de pérdida de carga.

Se conoce todo menos el coeficiente de pérdida de carga, éste se puede determinar de forma gráfica o por medio de ecuaciones empíricas. Se empleará una modificación de la ecuación de Colebrook, donde no es necesario iterar (Ec.75)

$$f = \frac{0,2479 - 0,0000947 \cdot (7 - \log(Re))^4}{\left[ \log \left( \frac{\varepsilon}{3,615 \cdot D} + \frac{7,366}{Re^{0,9142}} \right) \right]^2} \quad \text{Ec.75}$$

El coeficiente de rugosidad,  $\varepsilon$ , depende de la superficie de la pared de las tuberías, para materiales plásticos este valor es 0, para el acero al carbono 0,045.

### Pérdida de carga en accesorios

La pérdida de carga en accesorios y singularidades viene expresada por una ecuación genérica (Ec.76) donde la constante K adopta distintos valores según el tipo de accidente:

$$h_{acc} = K \cdot \frac{V^2}{2g} \quad \text{Ec.76}$$

Donde:

- $h_{acc}$  [m.c.a]: Pérdida de carga en el accesorio.
- $V$  [ $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$ ]: Velocidad media del fluido en la tubería.
- $g$  [ $\text{m} \cdot \text{s}^{-2}$ ]: Aceleración de la gravedad.
- K: coeficiente de singularidad, viene dado en la Tabla 9.5.

Type of fitting or valve	Additional friction loss, equivalent no. of velocity heads, K
45° ell, standard <sup>b,c,d,e,f</sup>	0.35
45° ell, long radius <sup>c</sup>	0.2
90° ell, standard <sup>b,c,d,e,f,g,h</sup>	0.75
Long radius <sup>b,c,d,e</sup>	0.45
Square or miter <sup>h</sup>	1.3
180° bend, close return <sup>b,c,e</sup>	1.5
Tee, standard, along run, branch blanked off <sup>a</sup>	0.4
Used as ell, entering run <sup>e,f</sup>	1.0
Used as ell, entering branch <sup>e,f</sup>	1.0
Branching flow <sup>e,f,g,k</sup>	1 <sup>l</sup>
Coupling <sup>c,e</sup>	0.04
Union <sup>c</sup>	0.04
Gate valve, <sup>b,c,m</sup> open	0.17
¾ open	0.9
½ open	4.5
¼ open	24.0
Diaphragm valve, open	2.3
¾ open	2.6
½ open	4.3
¼ open	21.0
Globe valve, <sup>c,m</sup>	
Bevel seat, open	6.0
½ open	9.5
Composition seat, open	6.0
½ open	8.5
Plug disk, open	9.0
¾ open	13.0
½ open	36.0
¼ open	112.0
Angle valve, <sup>b,e</sup> open	2.0
Y or blowoff valve, <sup>b,m</sup> open	3.0
Plug cock	
θ = 5°	0.05
θ = 10°	0.29
θ = 20°	1.56
θ = 40°	17.3
θ = 60°	206.0
Butterfly valve	
θ = 5°	0.24
θ = 10°	0.52
θ = 20°	1.54
θ = 40°	10.8
θ = 60°	118.0
Check valve, <sup>b,e,m</sup> swing	2.0
Disk	10.0
Ball	70.0
Foot valve <sup>e</sup>	15.0
Water meter, <sup>h</sup> disk	7.0
Piston	15.0
Rotary (star-shaped disk)	10.0
Turbine-wheel	6.0

Tabla 9.5 - Valores de K según accidente para flujo turbulento [33]

Se supondrán como únicos accesorios los codos de 90°, las piezas en forma de T y las válvulas de compuerta (Fig. 9.1), según el tramo de tubería hemos estimado cierto número de accesorios en cada tramo (Tabla 9.1).

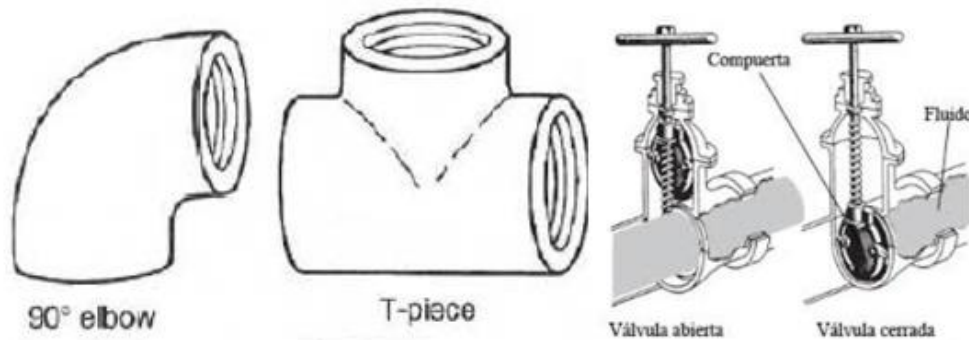


Fig. 9.1 – Accesorios de tuberías empleados

En la Ec.76 si en lugar de considerar K consideramos el sumatorio de la pérdida de carga de todos los accesorios tendremos la pérdida de carga total ocasionada por todos los accesorios del tramo, quedando la Ec.77:

$$h_{acc,tot} = \frac{v^2}{2g} \cdot \sum K_i \quad \text{Ec.77}$$

### **Pérdida de carga en las conducciones de gases**

La presión del gas en una tubería va disminuyendo conforme circula por efecto de la fricción con las paredes. Para determinar la pérdida de presión se emplea la fórmula de Renouard (Ec.57), de acuerdo a la norma UNE 60670-10:2014 permite determinar la caída de presión entre dos puntos.

$$P_1^2 - P_2^2 = 51,5 \cdot \rho \cdot L \cdot \frac{Q^{1,82}}{D^{4,82}} \quad \text{Ec.78}$$

Siendo:

- $P_1$  y  $P_2$  [bar]: Presión a la entrada y a la salida del tramo de tubería.
- $\rho$  [ $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$ ]: Densidad del gas,  $\text{CO}_2$ ,  $1,47 \cdot 10^{-5} \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ .
- $L$  [m]: Longitud del tramo de tubería.
- $D$  [mm]: Diámetro interior.
- $Q$  [ $\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ ]: Caudal volumétrico de gas.

De esta ecuación se despeja  $P_2$ , y si esta es menor que la mínima permitida (ver Tabla 9.2) hará falta la instalación de un compresor.

## Resultados

En la Tabla 9.6 y Tabla 9.7 se resumen los resultados de las ecuaciones mencionadas a lo largo de este último apartado para cada una de las tuberías:

Tramo	L [m]	Q [m <sup>3</sup> ·h <sup>-1</sup> ]	DN [mm]	D <sub>int</sub> [mm]	v [m·s <sup>-1</sup> ]	f	h <sub>tub</sub> [m]	h <sub>acc</sub> [m]	h <sub>f</sub> [m]
L1	100	74,167	160	155,4	1,09	0,017	0,637	0,081	0,718
L2	250	197,78	250	242,9	1,19	0,015	1,093	0,630	1,723
L2.1-L2.8	2	24,72	110	106,2	0,78	0,019	0,011	0,033	0,044
L3.1-L3.8	0,8	21,20	110	106,2	0,67	0,020	0,003	0,02	0,024
L3a y L3b	100	84,79	160	155,4	1,24	0,016	0,811	0,385	1,196
L4	220	169,58	250	242,9	1,02	0,015	0,729	0,095	0,823
L5	3	169,58	250	242,9	1,01	0,015	0,010	0,047	0,057
L6	500	168,36	250	242,9	1,078	0,015	1,634	0,070	1,704
L7	30	1,22	21,3	16,1	1,661	0,028	7,363	0,190	7,553
L8	3	1,22	21,3	16,1	1,661	0,028	0,736	0,127	0,863
L9	36	1,22	21,3	16,1	1,661	0,028	8,836	0,127	8,962

Tabla 9.6 - Diámetro, velocidad y pérdidas de carga en los tramos de tubería para líquidos

Tramo	L [m]	P <sub>1</sub> [bar]	Q [m <sup>3</sup> ·h <sup>-1</sup> ]	DN [mm]	D <sub>int</sub> [mm]	v [m·s <sup>-1</sup> ]	P <sub>2</sub> [bar]
G1	60	24	0,90	10,2	8,2	2,57	23,998
G2.1-G2.8	200	24	61,26	33,7	30,5	12,662	23,984

Tabla 9.7 – Diámetro, velocidad y pérdida de carga en los tramos de tubería para gases

Se aprecia que la pérdida de carga en los gases es despreciable, por lo que no hará falta ningún tipo de equipo de impulsión.

## 9.2 DISEÑO DE BOMBAS

Una vez calculadas las pérdidas de carga que se produce en cada tramo de tuberías es necesario diseñar los equipos de impulsión que harán funcionar el proceso.

Debido a las pérdidas de carga, las diferencias de altura, de presión o velocidad se hace indispensable tener dispositivos que vuelvan a aportar energía mecánica al sistema.

En el caso del transporte de CO<sub>2</sub> no serán necesarios dispositivos de impulsión, como se ha visto en el apartado anterior, porque se transportará debido a la alta presión que ejerce el tanque sobre el gas en la tubería.

Después de una pequeña valoración se decide que la impulsión se lleve a cabo mediante bombas centrífugas por su versatilidad, bajo coste y fácil diseño, operación y manipulación. Además, este tipo de bombas operan a una gran velocidad y con un caudal estacionario en un rango muy alto. Los costes de mantenimiento son menores que para cualquier otro tipo de bomba y operan con facilidad con líquidos que contienen altas proporciones de sólidos en suspensión. Por último, tienen resistencia a ambientes desfavorables por lo que pueden ser colocadas a la intemperie sin estropearse.

Para diseñar los equipos de bombeo se requiere del cálculo de la potencia.

### 9.2.1 ALTURA ÚTIL DE BOMBEO

Para poder calcular la potencia requerida por la bomba, primero debemos calcular la pérdida total de carga a la que tiene que hacer frente, esto es, la altura útil de bombeo. Se utilizará para ello la Ecuación de Bernouilli (Ec.79);

$$\frac{P_1}{\rho \cdot g} + z_1 + \frac{v_1^2}{2 \cdot g} + h_A - h_R - h_f = \frac{P_2}{\rho \cdot g} + z_2 + \frac{v_2^2}{2 \cdot g} \quad \text{Ec.79}$$

Siendo:

- $g$  [ $\text{m} \cdot \text{s}^{-2}$ ]: Aceleración de la gravedad,  $9,81 \text{ m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$ .
- $z_1$  y  $z_2$  [m]: Alturas en la del punto de aspiración y del punto de descarga.
- $P_1$  y  $P_2$  [Pa]: Presiones a la entrada y la salida.
- $v_1$  y  $v_2$  [ $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$ ]: Velocidad en el punto de aspiración y en el punto de descarga.
- $h_A$  [m]: Carga mecánica aportada por las bombas, la altura útil de bombeo
- $h_R$  [m]: Carga mecánica retirada por las turbinas existentes en el sistema, al no haber turbinas, en todos los casos será 0.
- $h_f$  [m]: Pérdida de energía mecánica, expresada como carga, debido al rozamiento del sistema, calculado en el apartado 9.1.

Para determinar la altura útil de bombeo hay que conocer, en cada caso, las cotas de los equipos para establecer la altura de los puntos de aspiración y descarga, también el punto exacto en el que se encuentran éstos, ya que, aunque no trabajamos con equipos bajo presión en aquellos puntos en los que el punto de descarga esté sumergido habrá que tener en cuenta la presión hidráulica (Ec.71) y por tanto la presión ya no será de 1 atm. En los casos en los que haya presión hidrostática en la succión se despreciará ya que cuando el nivel sea menor la presión bajará y se habrá calculado una capacidad de bomba menor.

Por último, hay que tener en cuenta si el fluido está estático o con energía cinética en el punto de aspiración.

Se ha despejado la altura útil de la Ecuación de Bernouilli, quedando la Ec.80:

$$h_A = \frac{P_2 - P_1}{\rho \cdot g} + (z_2 - z_1) + \frac{v_2^2 - v_1^2}{2 \cdot g} + h_f \quad \text{Ec.80}$$

### 9.2.2 POTENCIA

Tras conocer la altura útil de bombeo se podrá calcular la potencia de la bomba requerida, ésta se calculará con la Ec.81:

$$P = \frac{h_A \cdot g \cdot \rho \cdot Q}{\eta} \quad \text{Ec.81}$$

Como la eficiencia de las bombas nunca es del 100%, debe corregirse este valor con el factor de eficiencia,  $\eta$ , que, para la mayoría de fabricantes, ronda el 85%.

### 9.2.3 BOMBAS

A continuación, se mostrarán los equipos de bombeo necesarios.

Suponemos que la potencia de impulsión del efluente de la EDAR del que se alimenta la planta es aportada directamente desde la EDAR, por tanto, no entrará dentro del alcance de este proyecto.

También las corrientes que salen del separador, el microtamiz de discos, no requerirán de bombas pues el mismo equipo impulsará los fluidos, de esta forma no hará falta un equipo de impulsión en los tramos L5 y L7.

Para el resto de bombas será necesario calcular la potencia de bombeo considerando lo siguiente:

- Habrá 4 zonas en las que se requiere bombeo: Entre el ecualizador y los HRAPs, entre los HRAPs y el microtamiz, a la salida de los biorreactores y a la salida del tanque de neutralización.

- La pérdida de carga por fricción en la bomba B1 será la suma de la pérdida de carga de los tramos L2 y la pérdida de carga de uno de los tramos de L2.1 hasta L2.8.
- La bomba B2 requerirá de la construcción de un pozo de bombeo, un depósito que recogerá las corrientes de los HRAPs (L3a y L3b) y las bombeará por el tramo L4 hasta el equipo de separación. Este pozo de bombeo se diseñará en el próximo apartado.
- Se estima que la bomba B4 tendrá una capacidad de impulsar el agua 500 m fuera de la planta, dado que el punto de reutilización no es conocido de antemano, dejaremos la impulsión de ésta en manos de la empresa que la solicite.
- Aunque algunos puntos de succión se encuentran sumergidos, no se considerará la presión hidrostática para tener un margen de seguridad.

En la Tabla 9.8 se ha estimado la potencia necesaria para bombear los fluidos:

	<b>B1</b>	<b>B2</b>	<b>B3</b>	<b>B4</b>
<b>¿Dónde?</b>	<b>Ecualizador</b>	<b>Pozo de Bombeo</b>	<b>Neutralizador</b>	<b>Tramo L9</b>
<b>Q<sub>v</sub> [m<sup>3</sup>·s<sup>-1</sup>]</b>	0,055	0,047	0,047	0,00034
<b>P<sub>1</sub> [Pa]</b>	101325	101325	101325	101325
<b>P<sub>2</sub> [Pa]</b>	101325	101325	101325	101325
<b>v<sub>1</sub> [m·s<sup>-1</sup>]</b>	0	0	0	0
<b>v<sub>2</sub> [m·s<sup>-1</sup>]</b>	1,258	1,079	1,071	1,661
<b>z<sub>1</sub> [m]</b>	66,5	67,5	68,5	70
<b>z<sub>2</sub> [m]</b>	70,3	69,5	69,5	70
<b>h<sub>f</sub> [m]</b>	2,064	0,975	2,027	8,899
<b>h<sub>A</sub> [m]</b>	5,944	3,034	3,085	9,039
<b>P [kW]</b>	3,77	1,65	1,66	0,03

Tabla 9.8 – Cálculo de la potencia de bombas necesaria

Excepto en el sistema de bombeo B4 se usarán bombas sumergidas. Y se usarán 3 bombas de la mitad de la potencia necesaria, de forma que haya dos bombas operando y otra en reserva.

### 9.3 DISEÑO DEL POZO DE BOMBEO

El pozo bombeo es, grosso modo, un tanque con bombas centrífugas sumergidas que preceden la unidad de separación sólido-líquido, desde aquí se bombeará el efluente de los HRAPs, o sea el agua con alta concentración de biomasa, al separador.

El tiempo de retención dentro del pozo será como mucho de 30 min. Y conviene que tenga una superficie mínima para reducir los volúmenes muertos, pues, se requerirá de un nivel mínimo para que las bombas puedan funcionar.

El tanque será de sección rectangular, pues es lo más común y sencillo de construir, y de hormigón, aunque se podría usar un recubrimiento plástico.

Para disminuir los costes conviene que este sea lo más pequeño posible. El volumen se verá limitado en función del número de bombas, de su potencia, de los caudales de servicio y el número de arranques/hora.

El número de arranques/hora se ve limitado por el calentamiento del dispositivo.

En la Tabla 9.9 viene recogido el número de arranques según la potencia de la bomba:

Arranques/hora	
Potencia [kW]	nº Arranques/hora
0-5	15
5-20	13
20-100	11
110-400	10
>400	5

Tabla 9.9 – Número de arranques según la potencia del motor de la bomba

### **Volumen mínimo del pozo**

El volumen de agua mínimo en el pozo depende de la frecuencia de arranques por hora del motor y del caudal de la bomba, se calcula mediante la Ec.82:

$$V_{util} = \frac{Q}{4 \cdot N} \quad \text{Ec.82}$$

Siendo:

- $V_{util}$  [m<sup>3</sup>]: Volumen mínimo del pozo.
- $Q$  [m<sup>3</sup>·h<sup>-1</sup>]: Caudal de bombeo máximo.
- $N$ : Número de arranques.

### **Altura de sumergencia y mínima**

Para evitar la formación de torbellinos y la aspiración de aire por parte de la bomba es necesario calcular una altura mínima de sumergencia, esta se determina mediante la Ec.83:

$$H_m = \frac{v^2}{2 \cdot g} + 0,1 \quad \text{Ec.83}$$

- $H_m$  [m]: Sumergencia mínima.
- $v$  [m·s<sup>-1</sup>]: Velocidad de flujo.

A partir de ésta, se determina una altura mínima para el pozo, de forma que nos aseguremos que no vaya a haber problemas:



$$H_{min} = H_m + 0,9 \quad \text{Ec.84}$$

### **Superficie mínima del pozo**

La superficie mínima se calculará con la Ec.85:

$$S_{min} = \frac{V_{min}}{H_{min}} \quad \text{Ec.85}$$

### **Resultados y dimensiones del pozo**

Para el equipo de bombeo B2, que es el que se encontrará en el pozo se requiere una bomba de, al menos, 1,65 kW, por lo que el número de arranques, conforme a la Tabla 9.9, será de 15. Conocido esto se puede resolver las últimas ecuaciones mostradas y decidir unas dimensiones adecuadas para el pozo de bombeo. En la Tabla 9.10 se resumen los resultados:

<b>N</b>	15
<b>V<sub>min</sub> [m³]</b>	2,83
<b>v [m·s<sup>-1</sup>]</b>	1,08
<b>H<sub>sum</sub> [m]</b>	0,26
<b>H<sub>min</sub> [m]</b>	1,20
<b>S<sub>min</sub> [m²]</b>	10,90
<b>L<sub>1</sub> [m]</b>	3
<b>L<sub>2</sub> [m]</b>	4
<b>H [m]</b>	3
<b>S [m²]</b>	12
<b>V[m³]</b>	36

**Tabla 9.10 – Dimensiones del pozo de bombeo**

Se ha elegido una profundidad de 3 metros para que no surja ningún tipo de problemas con el funcionamiento de las bombas.

En el próximo anexo se comentará un poco la forma de operar de éstas.

## ANEXO 10: SISTEMA DE CONTROL

### 10.1 INTRODUCCIÓN

Durante el funcionamiento de una planta química es inevitable que ocurran perturbaciones o influencias externas inevitables tales como cambios en la composición de las materias primas, en la cantidad o calidad del producto fabricado u otras desviaciones.

Estas perturbaciones obligan a ejercer una vigilancia continua sobre el proceso y también a actuar constantemente sobre el mismo para corregir las desviaciones detectadas.

Para asegurar que el proceso se lleva a cabo en las condiciones deseadas y mantener la seguridad de la planta, es necesario que exista un sistema de control para conseguir un buen funcionamiento del proceso.

El control suele llevarse a cabo por un sistema automatizado, que consta de la instalación de un conjunto de instrumentos de medida y manipulación del proceso. Conforme se aumenta el grado de automatización, más segura y eficiente es la operación de la planta, y menos operarios se requiere, a riesgo de tener que lidiar con un sistema de control más complejo y costoso (Fig. 10.1).

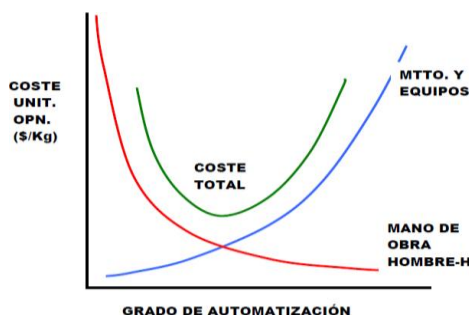


Fig. 10.1 – Curva que relaciona el grado de automatización y el coste unitario del producto

El sistema de control debe ser capaz de mantener la planta operando en las condiciones óptimas, aquellas con las que se consigue el menor coste de operación y el máximo beneficio. Para ello debe ser capaz de mantener el parámetro controlado en un valor de consigna minimizando las perturbaciones, siendo necesaria una completa comprensión y posterior modelado del sistema que se quiere tener bajo control.

Se deben controlar y registrar variables como el pH, la temperatura y los caudales en diferentes etapas del proceso.

En los procesos llevados a cabo por la planta diseñada en el presente proyecto el pH será el parámetro expuesto a mayor número de cambios y perturbaciones durante todas las fases y se deberá controlar modificando los caudales de CO<sub>2</sub> en los HRAPs y en el reactor de neutralización o modificando la dosis de bicarbonato sódico que se añade al ecualizador. Las acciones que se toman son llevadas a cabo mediante lazos de control.

## 10.2 TEORÍA

### 10.2.1 ESTRATEGIAS GENERALES DE CONTROL

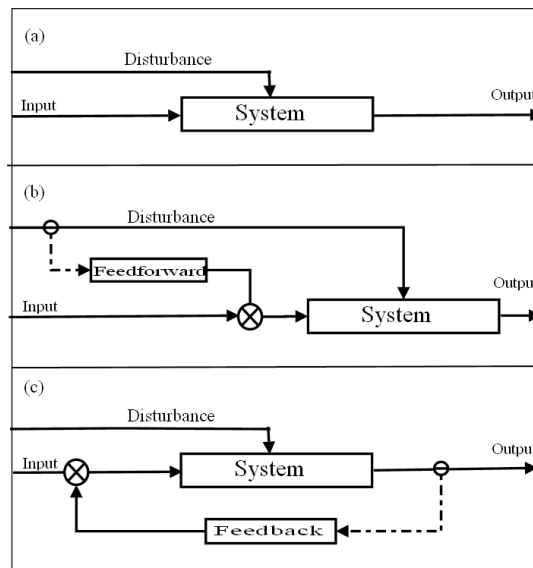
Existen dos modos principalmente para controlar un sistema.

#### **Control por retroalimentación o feedback**

Consiste en actuar sobre el proceso basándose en el error (diferencia entre el valor detectado y el de consigna) compensando el efecto de las variables de perturbación. Sólo se mide la variable que se desea controlar.

#### **Control en adelante o feedforward**

Consiste en actuar sobre el proceso en función de las variables observadas. A diferencia del control en feedback, éste es capaz de un control perfecto del proceso pues no requiere que haya error para corregir el efecto de las perturbaciones (Fig. 10.2).



**Fig. 10.2 – Diagramas de bloque de un sistema (a) sin control, (b) con control feedforward y (c) con control feedback**

En la práctica no existe el control perfecto pues no es posible medir todas las perturbaciones y actuar en función de todas ellas, además, los mismos instrumentos poseen errores de medida y los modelos empleados no suelen ser perfectos.

Por ello se suele emplear conjuntamente ambos modos para que se puedan corregir el efecto de las perturbaciones no medidas y que las imperfecciones inherentes del sistema puedan ser compensadas por un control por retroalimentación.

## 10.2.2 PARÁMETROS A MEDIR

### **Parámetros medibles en continuo**

Son aquellos para los cuales la tecnología permite que se midan de forma automática en tiempo real.

Algunos parámetros medibles en tiempo real son los caudales, la temperatura, el pH, la presión y el nivel, por ejemplo.

### **Parámetros a determinar mediante análisis**

Son aquellos parámetros que deben ser determinados mediante análisis en laboratorio y por tanto no es un dato que se obtenga de inmediato, ralentizando la posible respuesta ante una perturbación.

Entre estos parámetros se incluyen la DQO, los sólidos en suspensión, la concentración de nitrógeno y la concentración fósforo.

## 10.2.3 ACCIONES DE UN CONTROLADOR PID

El controlador es el elemento dentro de la cadena de control en el cual se toma las decisiones para actuar sobre el proceso.

### **Proporcional (P)**

Un control proporcional facilita que el sistema alcance la estabilidad con una respuesta rápida, sin que se modifique la dinámica del proceso, pero no asegura que se alcance el punto de consigna que solamente se alcanzará para un solo ajuste, produce un error en el estado estacionario, “offset”.

### **Integral (I)**

Elimina el error en el régimen permanente e incrementa el orden de la función de transferencia, pero produce problemas debidos a la saturación de la acción integral, “reset windup”. Se usa junto al control proporcional para eliminar el error en el estado estacionario.

### **Derivativo (D)**

El control derivativo no cambia el orden de la función de transferencia, presenta una respuesta rápida a los cambios. Requiere de un filtrado de la señal para evitar excesos en la acción correctiva, se debe usar en combinación a los modos ya mencionados.

### **PI y PID**

Son modos que eliminan el error en el régimen permanente y aceleran la respuesta, son muy sensibles a los problemas de inestabilidad (respuesta excesivamente oscilatoria). Por otro lado, proporcionan un control más robusto ya que contiene propiedades de los tres modos, el aspecto negativo es que aumenta la complejidad del modelado de la respuesta.

## 10.3 CONTROL EN LOS EQUIPOS

### 10.3.1 HRAPS

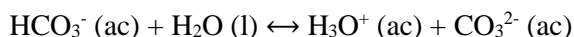
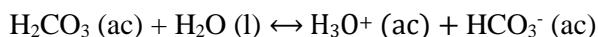
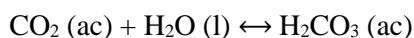
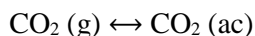
Para maximizar el rendimiento de los cultivos se requiere que ciertos valores sean óptimos, como controlar la temperatura resultaría astronómicamente caro en un sistema de estas dimensiones la única variable crítica que se puede controlar de forma económica es el pH.

El pH del cultivo dependerá principalmente de:

- El aporte de CO<sub>2</sub> como nutriente, que forma ácido carbónico y baja el pH.
- La fotosíntesis realizada por las microalgas en presencia de radiación solar y que, al consumir CO<sub>2</sub> y producir oxígeno, aumenta el pH como consecuencia.

Para mantener el crecimiento al máximo se requiere mantener todos los parámetros en los valores óptimos para el crecimiento de los microorganismos. El pH es una variable crítica y deberá ser regulada.

Al darse los efectos mencionados se produce un desplazamiento en el equilibrio del tampón carbonato/bicarbonato:



La dosificación de CO<sub>2</sub> como acción reguladora tiene dos objetivos: en primer lugar, se produce una acidificación del medio de cultivo recuperando la capacidad del tampón y llevando el pH al punto óptimo de equilibrio para la microalga, y en segundo lugar proporciona una fuente de carbono inorgánico indispensable para el crecimiento.

A pesar de que el control del pH es un problema no lineal se puede linealizar bajo un modelo en el que se relaciona el pH con el porcentaje de apertura de válvula y el tiempo necesario para volver a alcanzar el valor de consigna.

Dada la magnitud del proyecto el modelado de los controladores PI o PID queda fuera del alcance de este proyecto. Sin embargo, se describe brevemente como operará.

El sistema de control consistirá en un pH-metro colocado dentro del medio de cultivo que medirá el pH del medio y mandará una señal a la válvula de CO<sub>2</sub>, si el valor está por debajo del valor de consigna, 9,5, ésta se abrirá lo suficiente y el tiempo necesario para alcanzar este valor de nuevo.

También dispondrán de controladores de turbidez.

La turbidez del cultivo es directamente proporcional a la concentración de microorganismo, aquellos sistemas con mayor turbidez se les proporcionará un caudal mayor de alimentación, esto se consigue accionando las válvulas de entrada, que se abrirán más o menos según la demanda.

### 10.3.2 ECUALIZADOR DE FLUJO

Habrà un controlador de pH dentro del tanque de ecualización enlazado al dosificador de bicarbonato, se dosificarà  $\text{NaHCO}_3$  hasta que se alcance el pH establecido como punto de consigna, 8,3. Esta dosificación vendrà en función del caudal de entrada y, sobre todo, del pH en el interior de la balsa.

Si el pH está en el punto de consigna se mantendrá la dosis añadida, si está por debajo se aumentará y si está por encima se mandará una señal al dosificador para que disminuya la dosis de bicarbonato que está añadiendo.

Para evitar que desborde se instalarà un controlador de nivel en la balsa y otro de caudal a la entrada, que adaptará el caudal de salida en función del nivel que tenga el tanque y del caudal medio diario que haya tenido los últimos días.

### 10.3.3 REACTOR DE NEUTRALIZACIÓN

Se hará un control del pH en el interior de la balsa y se corregirá controlando la válvula que permite la difusión de  $\text{CO}_2$  en el tanque de neutralización, hasta alcanzar el valor de consigna, 8,5.

Si el valor de pH estuviera por encima del establecido la válvula de  $\text{CO}_2$  se abriría, y si además estuviera por encima de 9 la válvula de salida se debería cerrar hasta estar por debajo de ese valor, pues a ese pH no se puede verter agua bajo ningún concepto.

Además, dispondrá de un controlador de nivel que accionará la bomba que impulsa el caudal de salida en función del nivel en la balsa.

### 10.3.4 BIORREACTOR

Debemos controlar el proceso de la hidrólisis enzimática llevando un control del pH, que debe mantenerse en 9,5, de la temperatura, que debe estar a  $60^\circ\text{C}$  y un control de nivel para asegurar que la reacción se está desarrollando de forma adecuada.

El controlador de temperatura actuará sobre el caudal de fluido térmico que pasa por los tubos del intercambiador, de forma que se obtenga la temperatura deseada para la reacción a la salida de éste.

El controlador de nivel regulará el caudal que sale del tanque, en función del caudal que ha entrado, de forma que el nivel dentro del tanque se mantenga constante.

### **10.3.5 POZO DE BOMBEO**

El pozo de bombeo requiere de un controlador de nivel que definirá el caudal bombeado hacia el separador.

### **10.3.6 DEPÓSITOS**

En los depósitos será necesario tener un registro del nivel que hay en él para estimar el abastecimiento de materias primas. En el caso del depósito de hidrolizado habrá una alarma de nivel para que sea vaciado antes de que rebose. Por otro lado, el depósito de CO<sub>2</sub> y la tolva de bicarbonato deberán tener una alarma de nivel bajo para prevenir la falta de materia prima.

El depósito de CO<sub>2</sub> viene equipado con sus propios controladores y sus correspondientes accionadores, según el catálogo.

### **10.3.7 MICROTAMIZ**

El microtamiz, al ser elegido de catálogo, cuenta con sus propios controladores y accionadores, de forma que la separación obtenida sea siempre la deseada.

### **10.3.8 MEDICIONES IN SITU**

El agua que se manda para reutilizar debe ser analizada periódicamente, tanto para evaluar la efectividad del proceso como tratamiento terciario como para comprobar que se cumplen los requisitos establecidos por el Real Decreto 1620/2007.

En general, a la salida de la planta se le debería hacer:

- Una medida de caudal, con indicación registro y totalización.
- Una medida de oxígeno disuelto con indicación y registro.
- Una medida de pH con indicación y registro.

Se prevé la instalación de estaciones de muestreo en la mayoría de los tramos de tuberías para llevar un control y seguimiento del estado de los procesos.



## 10.4 INSTRUMENTACIÓN

Habrà instrumentación en casi todos los equipos, éstos se encargarán de que el proceso se lleve a cabo adecuadamente. En el Plano 3 tenemos el diagrama de instrumentación y en él podemos ver donde se colocará cada instrumento y los enlaces con los accionadores que harán efectivas las medidas correctoras pertinentes en cada caso. Los accionadores son las bombas y las válvulas que según sea la medida controlada responderán de una forma u otra.

Se necesitará un ordenador con controlador lógico programable para que sea programado según la necesidad del proceso y una vez en funcionamiento sea este ordenador autónomo el que lleve a cabo el control de las operaciones. En el edificio de laboratorio y control se instalará junto al panel de control para que un operador pueda vigilar la efectividad del proceso.

# ANEXO 11: DISTRIBUCIÓN

## 11.1 INTRODUCCIÓN

Es necesario establecer de antemano como se van a distribuir las unidades en la planta. En este anexo se incluyen las decisiones acerca de la disposición física de las distintas unidades dentro del recinto de la planta de forma que se encuentren situadas de forma eficiente para el proceso global y segura tanto para los trabajadores como para los alrededores en los que se sitúa.

La distribución en planta implica la ordenación de espacios necesarios para movimiento de material, almacenamiento, equipos o líneas de producción, equipos industriales, administración, servicios para el personal, etc.

Las técnicas de ordenación de los diversos equipos, materiales y personal son muy simples y su utilidad es de servir de soporte al ingeniero que desarrolla la distribución.

Se procurará encontrar aquella ordenación de los equipos y de las áreas de trabajo más económica y eficiente, al mismo tiempo que garantiza la seguridad y la comodidad del personal. Los objetivos que se persiguen es la mejora del control, la mejor utilización del espacio, la reducción de gastos y la mejor circulación del trabajo a través de la planta.

### 11.1.1 PRINCIPIOS BÁSICOS DE LA DISTRIBUCIÓN EN PLANTA

- **Principio de la satisfacción y de la seguridad:** A igualdad de condiciones, será siempre más efectiva la distribución que haga el trabajo más satisfactorio y seguro para los trabajadores.
- **Principio de integración de conjunto:** Se busca el mejor compromiso entre todas las partes que involucra la planta.
- **Principio de la mínima distancia recorrida:** A igualdad de condiciones, es siempre mejor la distribución que permite que la distancia a recorrer por el material sea la menor posible.
- **Principio del flujo de materiales:** Es mejor la distribución que ordene las áreas de trabajo de modo que cada operario o proceso esté en el mismo orden o secuencia en que se traten los materiales, de forma que se eviten cruces e interrupciones.
- **Principio del espacio cúbico:** La economía se obtiene utilizando de un modo efectivo todo el espacio disponible tanto en horizontal como en vertical.
- **Principio de flexibilidad:** La distribución más efectiva será la que pueda ser reordenada con menos costo e inconvenientes.

### **11.1.2 FACTORES QUE INFLUYEN EN LA DISTRIBUCIÓN**

Para una buena distribución es necesario conocer todos los factores implicados en la misma y sus interrelaciones. La solución adoptada debe conseguir un equilibrio entre las características y consideraciones de todos los factores. Los principales factores que influyen en la distribución de una planta son:

- Los materiales.
- La maquinaria.
- La mano de obra
- El movimiento.
- Las esperas.
- Los servicios auxiliares.
- El edificio.
- Los cambios.

### **11.1.3 TIPO DE DISTRIBUCIÓN**

Existen 3 tipos de distribución principalmente: Por posición fija, por producto y por proceso.

Se decide aplicar una distribución por proceso, que es la más típica en plantas de tratamiento de aguas residuales. Este tipo de distribución destaca porque las distintas actividades de la planta están separadas por áreas y el producto se traslada de una a otra según el procesado que toque. Con esta distribución se busca reducir las distancias a recorrer por las materias primas y aumentar la eficiencia de las operaciones.

### **11.1.4 MÉTODO SLP (PLANIFICACIÓN SISTEMÁTICA DE LA DISTRIBUCIÓN EN LA PLANTA)**

El método SLP, es una forma organizada para realizar la planeación de una distribución y está constituida por cuatro fases, en una serie de procedimientos y símbolos convencionales para identificar, evaluar y visualizar los elementos y áreas involucradas de la mencionada planeación [40]. Esta técnica, incluyendo el método simplificado, puede aplicarse a oficinas, laboratorios, áreas de servicio, almacén u operaciones manufactureras y es igualmente aplicable a mayores o menores readaptaciones que existan, nuevos edificios o en el nuevo sitio de planta planeado.

El SLP consiste en un esqueleto de pasos, un patrón de procedimiento de planificación Sistemática de la Distribución en Planta y un juego de conveniencias.

El método se divide en las siguientes fases:

### **Localización**

En la fase de localización debe decidirse donde va a estar el área que va a ser organizada, éste no es necesariamente un problema de nuevo físico. Muy comúnmente la nueva organización o reorganización es en el mismo lugar que está al principio, en un edificio recientemente adquirido o en un tipo similar de área propiamente disponible.

### **Organización general completa**

La organización general establece el patrón o patrones básicos de flujo para el área que va a ser organizada. Esto también indica el tamaño, relación y configuración de cada actividad mayor, departamento o área.

### **Preparación del detalle**

La preparación en detalle del plan de organización incluye planear donde va a ser localizada cada pieza de maquinaria o equipo.

### **Instalación**

Esto involucra planear la instalación y hacer físicamente los movimientos necesarios. Indica los detalles de la distribución y se realizan los ajustes necesarios conforme se van colocando los equipos.

Todos estos pasos mencionados se aplican en secuencia, y, para mejores resultados, deben trasladarse uno a otro, es decir, que todos pueden iniciarse antes de que termine el anterior, ya que son complementarios.

Frecuentemente los pasos de localización e instalación no son una parte del proyecto específico de organización de la planta por los ingenieros, aunque el proyecto debe basar cada caso por estos primeros y últimos pasos. Por tanto, el planeado de la organización concreta en los pasos de plan de organización y de preparación al detalle.

## **11.1.5 EDIFICACIONES AUXILIARES**

### **Recinto de la planta**

El emplazamiento de la planta debe estar rodeado en todos sus límites por una valla de seguridad, y todas las entradas deben tener puerta. Por razones de seguridad, el número de puertas debe ser mínimo. Las zonas de actividades con sustancias peligrosas deben aislarse del resto siempre que sea posible mediante una instalación con sus propias vallas de seguridad y muros de contención. La red de tuberías de la planta, tanto las del proceso como la de servicios se disponen normalmente en paralelo a las carreteras.

## **Edificios**

Los edificios auxiliares deben incluir:

- Almacenaje de materias primas.
- Talleres de mantenimiento.
- Laboratorios para el control del proceso.
- Servicios.
- Aparcamientos.

Los edificios administrativos se suelen situar cerca de la entrada principal y aguas debajo de la dirección del viento.

Todos los edificios y zonas de acceso deben disponer de vías libres y amplias para que los operadores puedan salvar desniveles y obstáculos, y de plataformas o pasarelas con dos o más salidas de escape.

## **Acceso y zonas de carga y descarga**

Las zonas de acceso a la planta del tráfico rodado deben situarse en la periferia del recinto. Del mismo modo, las áreas de carga y descarga se deben ubicar en un lugar cercano a la entrada y a las zonas de acceso por carretera. Deben evitarse, en la medida de lo posible, que las carreteras atraviesen áreas de proceso o áreas peligrosas.

En el interior de la planta se intentará que las distancias que recorran los productos desde o hacia el almacenamiento sean mínimas.

## 11.2 DISTRIBUCIÓN EN LA PLANTA

Conocida la teoría respectiva de la distribución de plantas químicas se procede a la distribución de la planta diseñada en el presente proyecto:

### 11.2.1 Localización

Como ya se ha comentado en el apartado de emplazamiento en el documento de memoria, la planta se situará en los terrenos colindantes a la EDAR de la localidad gaditana de Medina Sidonia. Se colocará concretamente al este de la planta y con orientación estrictamente norte-sur, pues se tiene en cuenta el fetch, o sea, el efecto que produce los vientos más fuertes y frecuentes (levante y poniente) sobre el estanque de cultivo.

Los HRAPs tendrán los sistemas de agitación y de dosificación de CO<sub>2</sub> en el lado más cercano al resto de unidades, pues estos equipos serán los que más mantenimiento requerirán.

### 11.2.2 Organización general completa

Para facilitar la organización de las distintas unidades dividiremos la planta en dos zonas diferenciadas:

- Área 1: Zona de tratamiento de biomasa. Es la zona que ocupa más superficie puesto que se compone del conjunto de HRAPs y del pozo de bombeo que se situará en el carril del medio de los HRAPs, enterrado y cubierto.
- Área 2: Zona del tratamiento de agua y biomasa. En esta zona se encontrará el resto de equipos, los tanques de almacenamiento y el edificio de control y laboratorio, esta zona es la más cercana a la EDAR ya construida.
- Área 3: Zona de reactores de inóculo y colectores solares

En la Fig. 11.1 se puede ver en el mapa de la zona en la que se va a instalar la planta y el área que ocuparían los equipos dimensionados en los apartados previos.

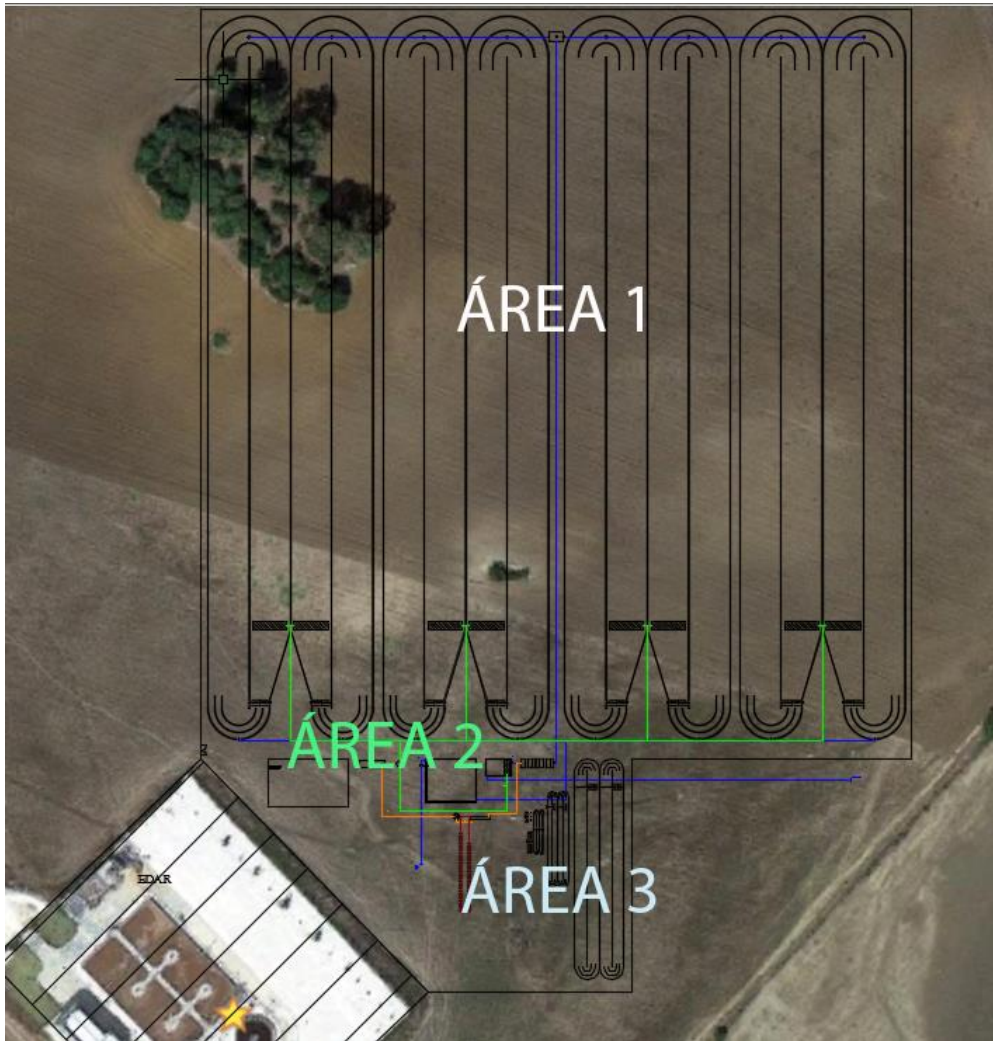


Fig. 11.1 – Área ocupada por las unidades dimensionadas en este proyecto en el espacio preestablecido para su ejecución

### 11.2.3 Preparación del detalle

La disposición de los equipos y unidades elegida se representa en el plano de distribución en planta (Plano 1). Dicha disposición ha sido elegida considerando que el proceso es continuo, así como criterios de ahorro.

### 11.2.4 Instalación

Fase de colocación y ensamblaje de los equipos proyectados. Nos remitimos al pliego de condiciones.

## ANEXO 12: BIBLIOGRAFÍA

### LIBROS, ARTÍCULOS Y PÁGINAS WEB

- [1] A. Guadix *et al*, "Procesos tecnológicos y métodos de control en la hidrólisis de proteínas," *Ars Pharmaceutica*, vol. 41, (1), pp. 79-89, 2000.
- [2] A. Hernández Muñoz, *Manual De Depuración Uralita: Sistemas Para Depuración De Aguas Residuales En Núcleos De Hasta 20.000 Habitantes*. (3ª ed.) Madrid: Thomson Paraninfo, 2004.
- [3] A. Mehrabadi, R. Craggs, and M. M. Farid, "Bioresource Technology Wastewater treatment high rate algal ponds (WWT HRAP) for low-cost biofuel production," *Bioresour. Technol.*, vol. 184, pp. 202–214, 2015.
- [4] A. Richmond and Q. Hu, *Handbook of Microalgal Culture: Applied Phycology and Biotechnology* (2nd ed.), Wiley-Blackwell, 2013.
- [5] A. Vonshak, *Spirulina Platensis Arthrospira: Physiology, Cell-Biology and Biotechnology*. (1st ed.) 1997;2014.
- [6] C. Paredes, "Diseño de captador solar cilindro parabólico para aplicaciones rurales en Paraguay," Proyecto Final de Carrera, E.T.S.I. Minas (UPM), Madrid, 2012.
- [7] C. Posten and C. Walter, *Microalgal Biotechnology: Potential and Production*. (1. Aufl. ed.) 2012;2013.
- [8] C. R. Lisboa, A. M. Pereira, S. P. Ferreira, and J. A. V. Costa, "Utilisation Of Spirulina sp . And Chlorellapyrenoidosa Biomass For The Productionof Enzymatic Protein Hydrolysates," *Int. J. Eng. Res. Appl.*, vol. 4, no. 5, pp. 29–38, 2014.
- [9] C. R. Lisboa, A. M. Pereira, J. Alberto, and V. Costa, "Biopeptides with antioxidant activity extracted from the biomass of Spirulina sp . LEB 18," *African J. Microbiol. Res.*, vol. 10, no. 3, pp. 79–86, 2016.
- [10] D. M. F. Prazeres and J. M. S. Cabral, "Enzymatic membrane bioreactors and their applications," *Enzyme Microb. Technol.*, vol. 16, no. 9, pp. 738–750, 1994.
- [11] D. R. Lide, *CRC Handbook of Chemistry and Physics*. (87 th. ed.) Boca Raton: CRC Press Inc, 2006.
- [12] D. Shugui, Y. Zhuang, and J. Zhaohui, "Estimate of ammonia transfer from Lake Dianchi water to air," *Journal of Environmental Sciences*, vol. 7, no. 4. pp. 478–483, 1995.
- [13] E.W. Becker, *Microalgae: Biotechnology and Microbiology*. Cambridge: Cambridge University Press, 2008.



- [14] F. G. Acién, C. Gómez-Serrano, M. M. Morales-Amaral, J. M. Fernández-Sevilla, and E. Molina-Grima, "Wastewater treatment using microalgae : how realistic a contribution might it be to significant urban wastewater treatment ?," *Appl. Microbiol. Biotechnol.*, vol. in press, pp. 9013–9022, 2016.
- [15] G. M. Rios, M. P. Belleville, D. Paolucci, and J. Sanchez, "Progress in enzymatic membrane reactors - A review," *J. Memb. Sci.*, vol. 242, no. 1–2, pp. 189–196, 2004.
- [16] H. Bisswanger, *Enzyme Kinetics: Principles and Methods*. (2nd. rev. and updat ed.) Weinheim (Federal Republic of Germany): Wiley-VCH, 2008.
- [17] H. Hadiyanto, S. Elmore, T. Van Gerven, and A. Stankiewicz, "Hydrodynamic evaluations in high rate algae pond (HRAP) design," *Chem. Eng. J.*, vol. 217, pp. 231–239, 2013.
- [18] H. Volkmann, U. Imianovsky, J. L. B. Oliveira, and E. S. Sant'Anna, "Cultivation of arthrospira (Spirulina) platensis in desalinator wastewater and salinated synthetic medium: Protein content and amino-acid profile," *Brazilian J. Microbiol.*, vol. 39, no. 1, pp. 98–101, 2008.
- [19] H. W. Blanch and D. S. Clark, *Biochemical Engineering*. New York: Marcel Dekker, 1997.
- [20] I. de Godos et al., "Evaluation of carbon dioxide mass transfer in raceway reactors for microalgae culture using flue gases," *Bioresour. Technol.*, vol. 153, pp. 307–314, 2014.
- [21] J. A. V. Costa and M. G. de Moraes, *An Open Pond System for Microalgal Cultivation*. Elsevier B.V., 2013.
- [22] J. B. K. Park, R. J. Craggs, and A. N. Shilton, "Wastewater treatment high rate algal ponds for biofuel production," *Bioresour. Technol.*, vol. 102, no. 1, pp. 35–42, 2011.
- [23] J. G. Mora Navarro, *Autocad Aplicado a La Ingeniería Civil*. Valencia: Universidad Politécnica de Valencia, 2009.
- [24] J. Ruiz, P. D. Álvarez-Díaz, Z. Arbib, C. Garrido-Pérez, J. Barragán, and J. A. Perales, "Performance of a flat panel reactor in the continuous culture of microalgae in urban wastewater: Prediction from a batch experiment," *Bioresour. Technol.*, vol. 127, pp. 456–463, 2013.
- [25] J. Santamaría, *Ingeniería De Reactores*. Madrid: Síntesis, 2002.
- [26] L. K. Wang and N. K. Shamas, *Physicochemical Treatment Processes*. (2;2nd; ed.), Humana Press, 2007
- [27] M. A. Borowitzka and N. R. Moheimani, *Algae for Biofuels and Energy*. Dordrecht: Springer, 2013.
- [28] M. Díaz, *Ingeniería De Bioprocesos*. Madrid: Paraninfo, 2012.
- [29] N. K. Sharma, A. K. Rai and L. J. Stal, *Cyanobacteria: An Economic Perspective*. (1st ed.) 2014.
- [30] O. Levenspiel, *Ingeniería De Las Reacciones Químicas*. (3ª ed.) México: Limusa-Wiley, 2004.
- [31] R. A. Andersen, *Algal Culturing Techniques*. Amsterdam, [etc.]: Elsevier, 2005.

- [32] R. F. Albuja Y, P. A. Araujo G, and A. C. López K, “Obtención de un biofertilizante a partir del residuo ultra fino de *Spirulina platensis* , mediante degradación anaerobia,” p. 20, 2011.
- [33] R. H. Perry, D. W. Green and J. O. Maloney, *Perry's Chemical Engineers' Handbook*. (6th ed.) New York;London;; McGraw Hill, 1984.
- [34] R. Sinnott and G. Towler, *Diseño En Ingeniería Química*. (traducción de la quintaón original ed.) Barcelona [etc.]: Reverté, 2012.
- [35] R. Whitton, A. Le Mével, M. Pidou, F. Ometto, R. Villa, and B. Jefferson, “Influence of microalgal N and P composition on wastewater nutrient remediation,” *Water Res.*, vol. 91, pp. 371–378, 2016.
- [36] S. C. Wuang, M. C. Khin, P. Q. D. Chua, and Y. D. Luo, “Use of *Spirulina* biomass produced from treatment of aquaculture wastewater as agricultural fertilizers,” *Algal Res.*, vol. 15, no. April, pp. 59–64, 2016.
- [37] S. Haro and J. A. Perales, “Cinética de consumo de nutrientes y crecimiento de un bloom de microalgas en un fotobiorreactor High Rate Algae Pond (HRAP),” *Tecnol. y ciencias del agua*, vol. VI, pp. 15–31, 2015.
- [38] S. Kim, *Handbook of Marine Microalgae: Biotechnology Advances*. Elsevier 2015.
- [39] T. Duarte-Santos, J. L. Mendoza-Martín, F. G. Acién Fernández, E. Molina, J. A. Vieira-Costa, and S. Heaven, “Optimization of carbon dioxide supply in raceway reactors: Influence of carbon dioxide molar fraction and gas flow rate,” *Bioresour. Technol.*, vol. 212, pp. 72–81, 2016.
- [40] W. D. Baasel, *Preliminary Chemical Engineering Plant Design*. (2nd ed.) New York: Van Nost Reinhold, 1990.
- [41] W. L. McCabe, J. C. Smith and P. Harriott, *Operaciones Unitarias En Ingeniería Química*. (7ª ed.) Madrid: McGraw-Hill, 2007.
- [42] Web: Ingeniería de Procesos aplicada a la biotecnología de microalgas (Universidad de Almería): Available: <http://www.ual.es/~jfernand/ProcMicro70801207/index.html> (mayo 2017. ANEXO 2).
- [43] Web: Instituto nacional de estadística: Available: [www.ine.es](http://www.ine.es) (mayo 2017. ANEXO 1).
- [44] Web: Joint Research Centre European Commission: Available: <http://re.jrc.ec.europa.eu/pvgis/apps4/pvest.php> (mayo 2017. ANEXO 1 y 6).
- [45] Web: Medina Global: Available: <http://www.medinaglobal.es/> (junio 2017. ANEXO 1).
- [46] Y. A. Çengel and J. M. Cimbala, *Mecánica De Fluidos: Fundamentos y Aplicaciones*. México: McGraw-Hill, 2006.
- [47] Y. A. Çengel, *Transferencia De Calor y Masa: Un Enfoque Práctico*. (3ª ed.) México: McGraw-Hill, 2007.

## **CATÁLOGOS**

- [48] Catálogo Aceite térmico, Hogar Tintorero S.L., Barcelona, España: Available: [http://www.hogartintorero.com/5.Fichas\\_tecnicas/ACEITE%20TERMICO.pdf](http://www.hogartintorero.com/5.Fichas_tecnicas/ACEITE%20TERMICO.pdf) (junio 2017, ANEXO 6).
- [49] Catálogo Agitador Industrial Serie VTS4, Fluidmix S.L., Madrid, España: Available: <http://www.agitadoresfluidmix.com/wp-content/uploads/2016/12/agitador-industrial-vts.pdf> (junio 2017, ANEXO 6).
- [50] Catálogo aislante de lana de roca, Rockwool Peninsular S.A.U., Barcelona, España: Available: [http://download.rockwool.es/media/460254/tarifa%20ROCKWOOL\\_2017\\_es.pdf](http://download.rockwool.es/media/460254/tarifa%20ROCKWOOL_2017_es.pdf) (junio 2017, ANEXO 6).
- [51] Catálogo Algafert, Biorizon, El Alquíán (Almería), España: Available: [http://www.biorizon.es/fichas\\_tecnicas/Algafert.pdf](http://www.biorizon.es/fichas_tecnicas/Algafert.pdf) (junio 2017, MEMORIA).
- [52] Catálogo de agitadores sumergibles gama ABS XRW, Sulzer Pumps Spain S.A., Madrid, España: Available: [https://www.sulzer.com/es//media/Documents/ProductsAndServices/Agitators\\_Mixers\\_Dispersers/Submersible\\_Mixers/ProductInformation/Product\\_Information\\_WWS/Submersible\\_Mixer\\_Type\\_ABS\\_XRW\\_210\\_to\\_900/XRW\\_900\\_60Hz\\_TDS.pdf](https://www.sulzer.com/es//media/Documents/ProductsAndServices/Agitators_Mixers_Dispersers/Submersible_Mixers/ProductInformation/Product_Information_WWS/Submersible_Mixer_Type_ABS_XRW_210_to_900/XRW_900_60Hz_TDS.pdf) (junio 2017, ANEXOS 3 y 5).
- [53] Catálogo de bombas centrífugas, Salvador Escoda S.A., Barcelona, España: Available: [http://www.salvadorescoda.com/tarifas/Bombas\\_Agua\\_Tarifa\\_PVP\\_SalvadorEscoda.pdf](http://www.salvadorescoda.com/tarifas/Bombas_Agua_Tarifa_PVP_SalvadorEscoda.pdf) (junio 2017, ANEXOS 6 y 9).
- [54] Catálogo de Bombas sumergibles eléctricas para drenaje y aguas residuales, Ebara España Bombas S.L, Madrid, España: Available: [http://ebara.es/wp-content/uploads/2015/03/CatWastewater\\_eng.pdf](http://ebara.es/wp-content/uploads/2015/03/CatWastewater_eng.pdf) (junio 2017, ANEXO 9).
- [55] Catálogo de depósitos criogénicos de N<sub>2</sub> y CO<sub>2</sub>, Lapesa Grupo Empresarial S.L., Zaragoza, España: Available: <http://www.lapesa.es/descargar.php?f=/sites/default/files/documentos/gnle.pdf> (junio 2017, ANEXO 7).
- [56] Catálogo de depósitos, Tapipol S.L., Santpedor (Barcelona), España: Available: <http://www.tadipol.com/documents/catalogo.pdf> (junio 2017, ANEXO 7).
- [57] Catálogo de dosificadores, Flow Control and Handling S.A., Davie, FL, EEUU: Available: [http://www.syca.com/admin/aplicaciones/1388166337\\_ROMPEBOVEDASZPF\\_LD.pdf](http://www.syca.com/admin/aplicaciones/1388166337_ROMPEBOVEDASZPF_LD.pdf) (junio 2017, ANEXO 3).
- [58] Catálogo de fondos, Fondeyur S.L, Vizcaya, España: <http://www.fondeyur.com/fondos-conformados-en-frio.pdf> (junio 2017, ANEXO 6).

- [59] Catálogo filtro de discos Rodisc®, Huber Technology España S.L., Madrid, España:  
<http://www.huber.es/es/productos/tamizado-de-aguas/tamices-ultrafinos/huber-filtro-de-disco-rodiscr.html> (junio 2017, ANEXO 4).
- [60] Catálogo Solvcarb, Abelló Linde S.A., Barcelona, España: Available:  
[http://www.abellolinde.es/internet.lg.lg.esp/es/images/SOLVOCARB%20-%20Neutraliza%20los%20efluentes%20alcalinos%2C%20reminaliza%20las%20aguas%2011501-0605316\\_61561.pdf?v=](http://www.abellolinde.es/internet.lg.lg.esp/es/images/SOLVOCARB%20-%20Neutraliza%20los%20efluentes%20alcalinos%2C%20reminaliza%20las%20aguas%2011501-0605316_61561.pdf?v=). (junio 2017, ANEXO 5).

## **SOFTWARES Y HERRAMIENTAS**

- Aspen Plus V8.8, búsqueda de propiedades físicas.
- Autodesk AutoCAD 2016, planos y diagramas.
- Ebrary, biblioteca virtual, obtención de información.
- GanttProject V2.8, planificación.
- Mendeley, gestión de referencias bibliográficas.
- Microsoft Excel 2016, cálculos.
- Microsoft Word 2016, redacción.

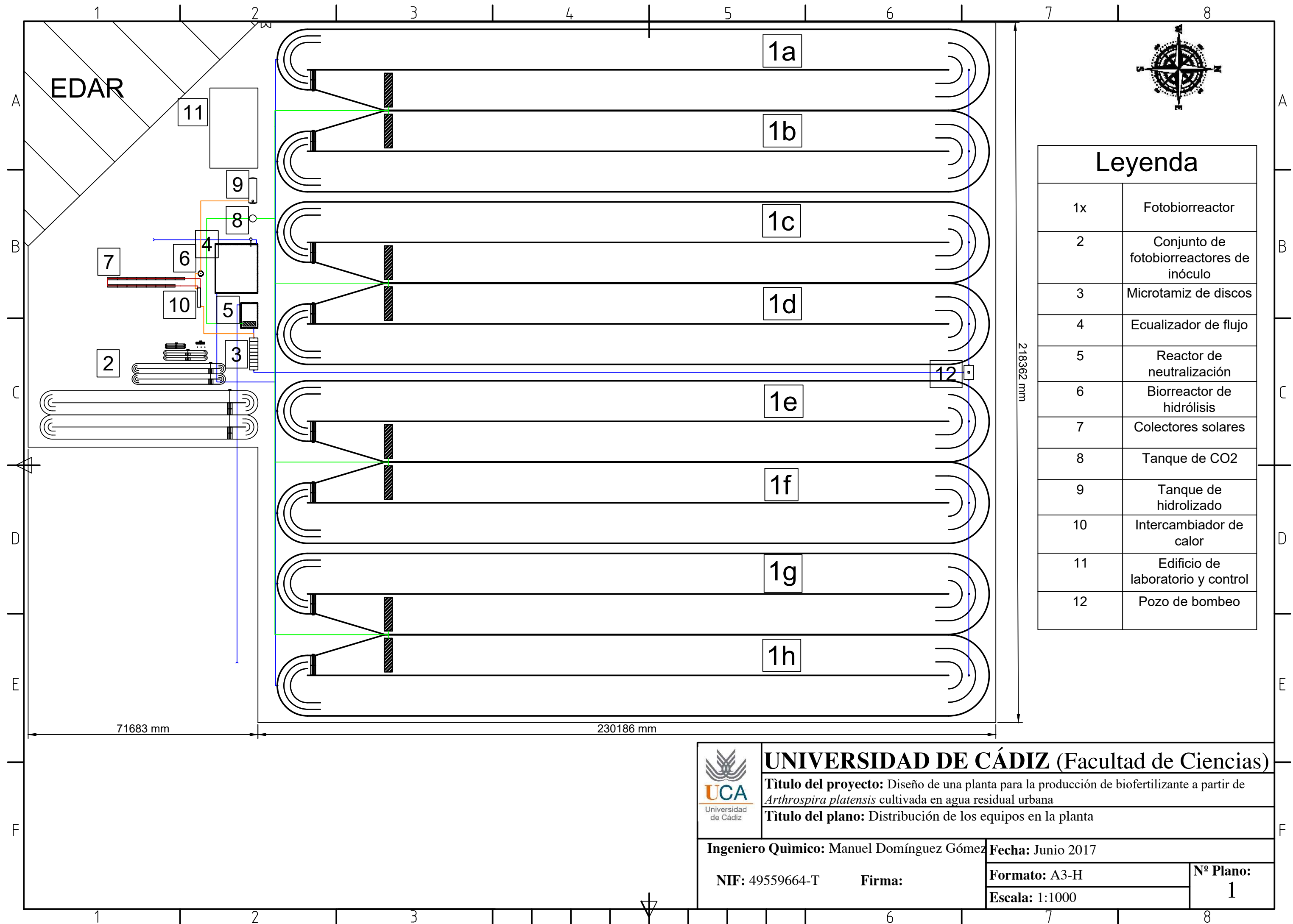
**DOCUMENTO**

**III:**

**PLANOS**

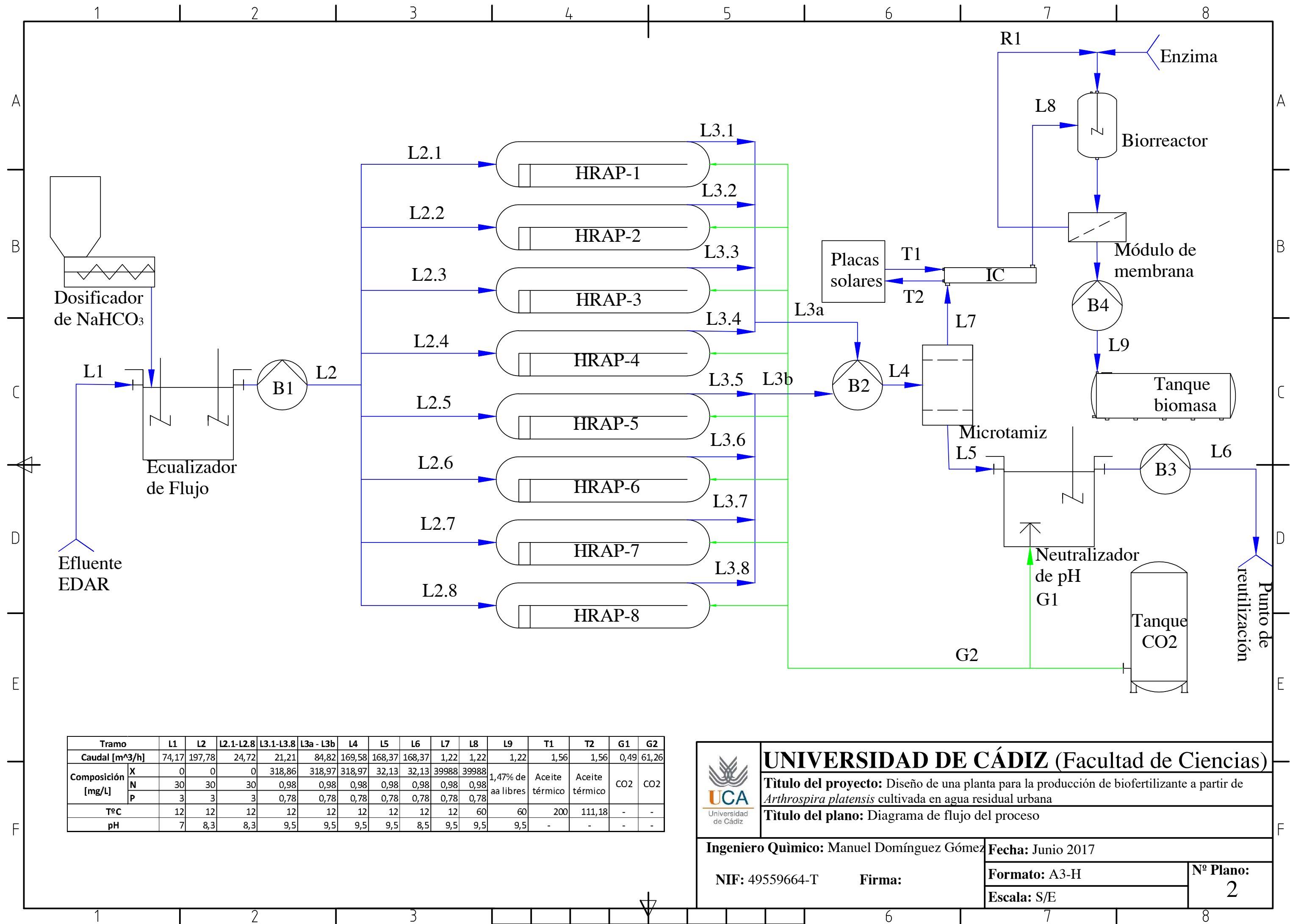
## ÍNDICE – PLANOS

PLANO 1: DISTRIBUCIÓN DE LOS EQUIPOS EN LA PLANTA .....	2
PLANO 2: DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO .....	3
PLANO 3: DIAGRAMA BÁSICO DE INSTRUMENTACIÓN Y CONTROL .....	4
PLANO 4: DIMENSIONES DE LA RUEDA DE PALETAS .....	5
PLANO 5: DIMENSIONES DE UN FOTOBIORREACTOR HRAP .....	6

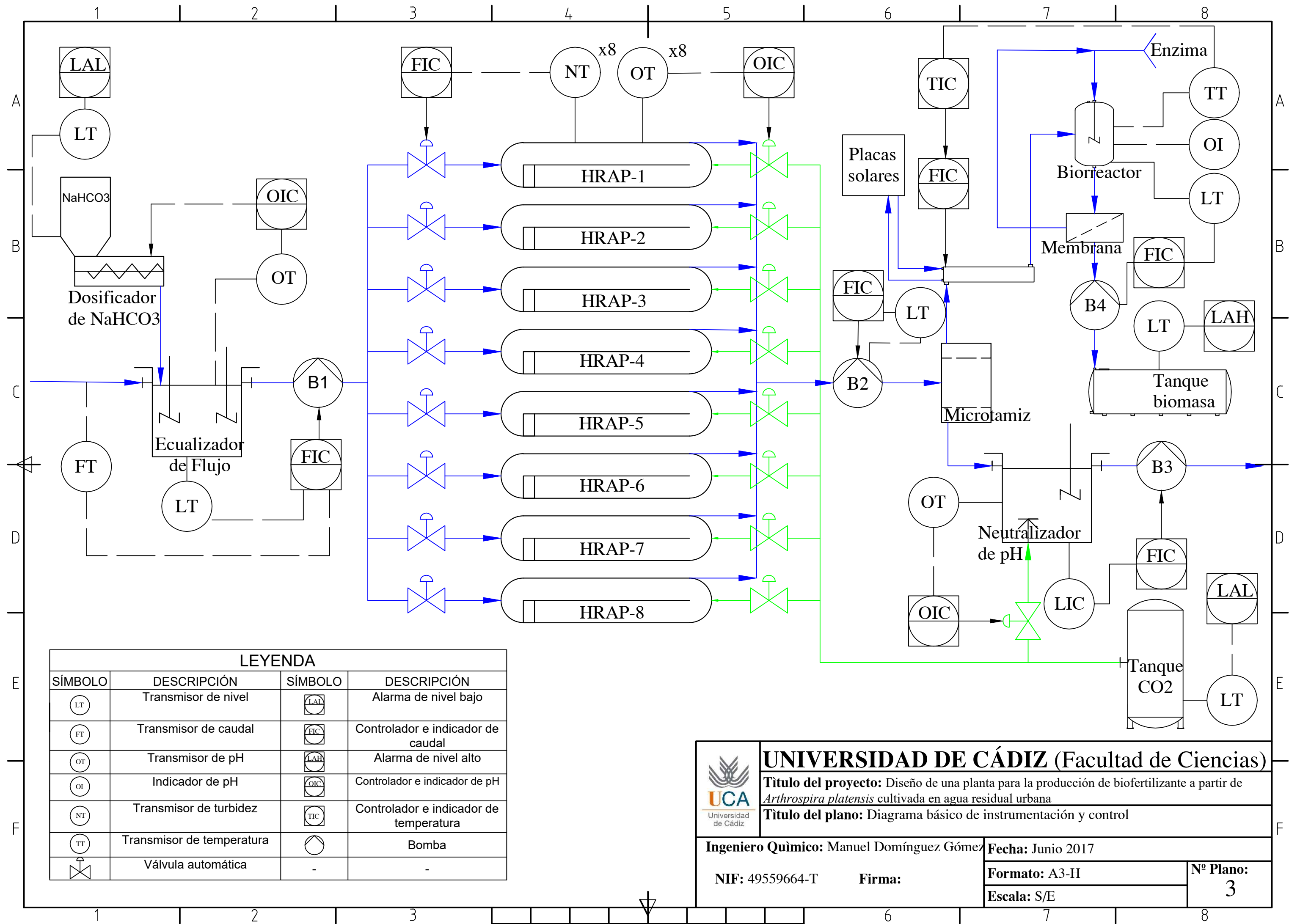


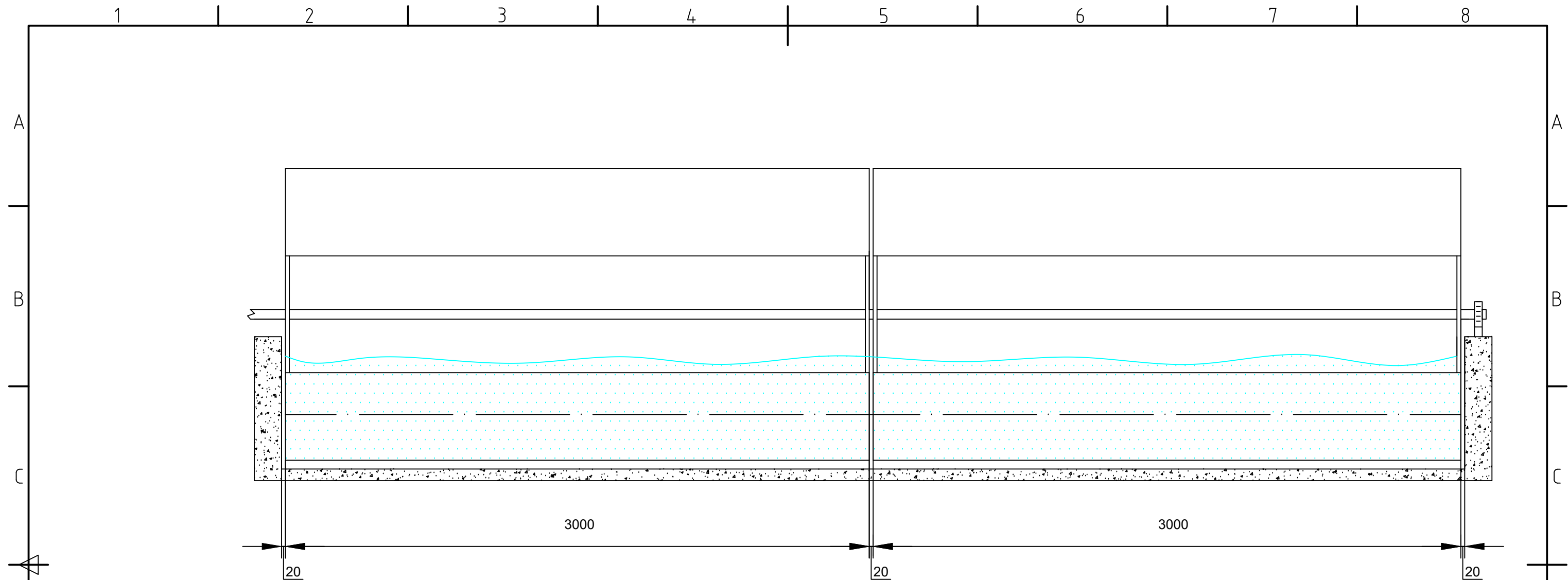
## Leyenda

1x	Fotobiorreactor
2	Conjunto de fotobiorreactores de inóculo
3	Microtamiz de discos
4	Ecualizador de flujo
5	Reactor de neutralización
6	Biorreactor de hidrólisis
7	Colectores solares
8	Tanque de CO2
9	Tanque de hidrolizado
10	Intercambiador de calor
11	Edificio de laboratorio y control
12	Pozo de bombeo

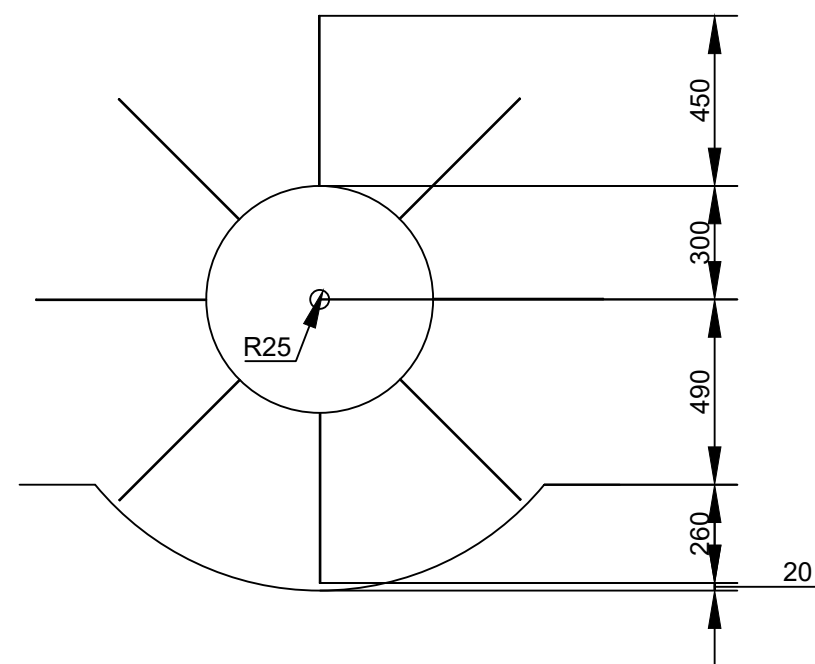







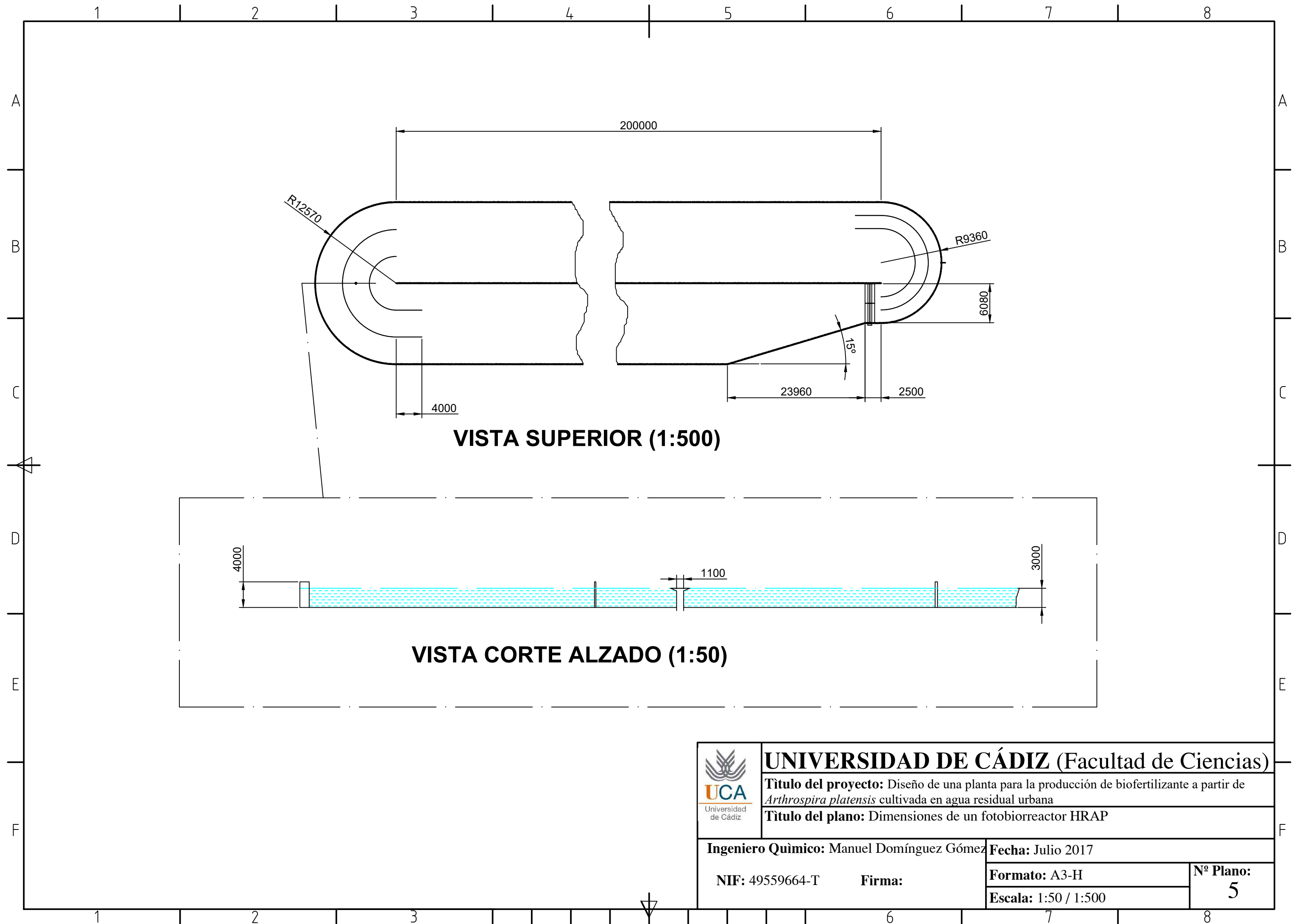



VISTA FRONTAL



VISTA LATERAL

	<b>UNIVERSIDAD DE CÁDIZ</b> (Facultad de Ciencias)		
	<b>Título del proyecto:</b> Diseño de una planta para la producción de biofertilizante a partir de <i>Arthrospira platensis</i> cultivada en agua residual urbana		
	<b>Título del plano:</b> Dimensiones de la rueda de paletas		
<b>Ingeniero Químico:</b> Manuel Domínguez Gómez		<b>Fecha:</b> Julio 2017	
<b>NIF:</b> 49559664-T		<b>Firma:</b>	<b>Nº Plano:</b> 4
		<b>Formato:</b> A3-H	
		<b>Escala:</b> 1:20	



	<b>UNIVERSIDAD DE CÁDIZ</b> (Facultad de Ciencias)		
	<b>Título del proyecto:</b> Diseño de una planta para la producción de biofertilizante a partir de <i>Arthrospira platensis</i> cultivada en agua residual urbana		
	<b>Título del plano:</b> Dimensiones de un fotobiorreactor HRAP		
<b>Ingeniero Químico:</b> Manuel Domínguez Gómez		<b>Fecha:</b> Julio 2017	
<b>NIF:</b> 49559664-T <b>Firma:</b>		<b>Formato:</b> A3-H	<b>Nº Plano:</b> 5
		<b>Escala:</b> 1:50 / 1:500	

**DOCUMENTO**

**IV:**

**PLIEGO DE**

**CONDICIONES**

## ÍNDICE – PLIEGO DE CONDICIONES

<b>1. CONDICIONES GENERALES.....</b>	<b>4</b>
1.1. OBJETIVO .....	4
1.2. DOCUMENTOS DEL PROYECTO .....	4
1.3. NORMATIVA APLICABLE .....	5
<b>2. CONDICIONES GENERALES FACULTATIVAS .....</b>	<b>7</b>
2.1. DISPOSICIONES GENERALES .....	7
2.2. TÉRMINOS DEL PLIEGO DE CONDICIONES.....	7
2.3. INTERPRETACIÓN TÉCNICA.....	7
2.4. OBLIGACIONES Y DERECHOS DEL CONTRATISTA .....	8
2.5. FACULTADES EN LA DIRECCIÓN DE LA OBRA .....	9
2.6. LIBRO DE ÓRDENES .....	10
2.7. INICIO DEL TRABAJO.....	10
2.8. REPLANTEO.....	10
2.9. EJECUCIÓN DE OBRAS .....	10
2.10. MAQUINARIA Y EQUIPOS .....	11
2.11. CONTROL DE CALIDAD.....	11
2.12. ENSAYOS.....	11
2.13. PUESTA A PUNTO Y PRUEBAS DE FUNCIONAMIENTO .....	12
2.14. MATERIALES .....	12
2.15. ALMACENAMIENTO.....	13
2.16. PARTIDA DE ALZADA.....	13
2.17. RECEPCIÓN PROVISIONAL DE LAS OBRAS .....	13
2.18. PERIODO DE GARANTÍAS.....	13
2.19. RECEPCIÓN DEFINITIVA .....	14
2.20. SEÑALIZACIÓN DE LAS OBRAS .....	14
2.21. MOVIMIENTO DE TIERRAS.....	14
2.22. DOCUMENTO FINAL DE LA OBRA .....	14
<b>3. CONDICIONES GENERALES ECONÓMICAS.....</b>	<b>15</b>
3.1. FIANZA .....	15
3.2. PRECIO.....	15
3.3. MEJORAS Y MODIFICACIONES.....	16
3.4. ELEMENTOS COMPRENDIDOS EN EL PRESUPUESTO .....	16

3.5.	VALORIZACIÓN Y ABONO DE LOS TRABAJOS .....	16
3.6.	PENALIZACIONES .....	17
3.7.	SEGURO Y CONSERVACIÓN DE LA OBRA .....	17
3.8.	CONDICIONES DE PAGO .....	17
<b>4.</b>	<b>CONDICIONES LEGALES .....</b>	<b>18</b>
4.1.	DISPOSICIONES LEGALES .....	18
4.2.	CONTRATISTA .....	18
4.3.	CONTRATO .....	19
4.4.	ADJUDICACIÓN .....	19
4.5.	ARBITRAJE Y JURISTICCIÓN COMPETENTE .....	20
4.6.	LEYES LABORALES DE ACCIDENTES EN EL TRABAJO .....	20
4.7.	MANO DE OBRA .....	20
4.8.	SUBCONTRATAS .....	20
4.9.	DAÑOS EN PROPIEDADES VECINAS .....	20
4.10.	RECISIÓN DE CONTRATO .....	21
4.11.	LEGISLACIÓN APLICADA .....	21
<b>5.</b>	<b>CONDICIONES TÉCNICAS PARTICULARES .....</b>	<b>22</b>
5.1.	DISPOSICIONES DE CARÁCTER PARTICULAR .....	22
5.2.	MATERIALES PARA LA CONSTRUCCIÓN .....	22
5.3.	MATERIALES PARA LA FABRICACIÓN DE EQUIPOS .....	23
5.4.	EQUIPOS Y MAQUINARIA .....	27
5.5.	CONDICIONES DE EJECUCIÓN .....	27
5.6.	ESPECIFICACIONES PARTICULARES DE EQUIPOS .....	27

# 1. CONDICIONES GENERALES

## 1.1. OBJETIVO

El Pliego de Condiciones tiene como objeto establecer las condiciones técnicas, económicas, administrativas, facultativas y legales que han de regir en la ejecución de este proyecto: “Diseño de una planta para la producción de biofertilizante a partir de *Arthrospira platensis* cultivada en agua residual urbana”, de forma que pueda materializarse en las condiciones especificadas, evitando posibles interpretaciones diferentes a la deseada.

En el pliego de condiciones no deben contradecirse leyes ni normas, sino complementarlas, y no debe omitirse nada, pues, cualquier omisión puede generar conflictos en la obra. Además, las normas técnicas deben ser referidas y no articuladas.

El contratista está obligado a ejecutar el proyecto según se especifica en el pliego de condiciones. Del mismo modo, la administración puede conocer de forma detallada las diferentes tareas que se desarrollan durante la ejecución.

## 1.2. DOCUMENTOS DEL PROYECTO

Los documentos de este TFG que definen las obras y que la propiedad entrega al contratista pueden tener carácter contractual o meramente informativo. Se entiende por documentos conceptuales aquellos que estén incorporados al contrato y que sean de obligado cumplimiento, excepto modificaciones debidamente autorizadas.

El presente TFG consta de los siguientes documentos:

- Memoria: Documento en el que se detalla la solución adoptada.
- Anexos: Documento en el que se desarrollan los cálculos con los que se ha llegado a la solución adoptada
- Pliego de condiciones: Documento que establece las exigencias técnico-legales que han de regir para la ejecución del proyecto.
- Mediciones: Documento que ofrece una descripción de las unidades que configuran la totalidad del proyecto.
- Presupuesto: Documento que recoge el estudio económico derivado de la construcción de la planta.
- Estudio básico de seguridad y salud: Documento que enumera las medidas preventivas para evitar accidentes.

- Evaluación de Impacto Ambiental: Documento que recoge el procedimiento técnico-administrativo donde identifica, interpreta y previene los impactos ambientales derivados de la implantación del proyecto.

Son documentos contractuales los Planos, el Pliego de condiciones y el Presupuesto. La Memoria y los Anexos tienen carácter meramente informativo.

Lo expuesto en el Pliego de condiciones prevalecerá sobre cualquier contradicción u omisión que con relación a él puedan existir en los documentos que conformen el proyecto de obra.

Las omisiones en Planos y en el Pliego de condiciones, o descripciones erróneas de los detalles de la obra que sean manifiestamente indispensables para la terminación de los trabajos según la normativa vigente o simplemente el buen uso y costumbre, no sólo no exime al contratista de la obligación de ejecutarlos, sino que por el contrario deberá realizarlos como si hubiera sido completa y correctamente especificados en dichos documentos.

### 1.3. NORMATIVA APLICABLE

Normas concernientes a la construcción de la planta y diseño de equipos:

- Normas ASME:
  - Código ASME Sección VIII División I (2006).
  - Código ASME B31.3 (2006).
- Reglamento español de recipientes a presión (2015).
- Normas API:
- Normas UNE:
- Normas DIN:
- Normas respectivas de procedimientos administrativos:
- Ley 31/1995 de 8 de noviembre, de prevención de riesgos laborales
- RD 1627/1997, de 24 de octubre, por el que se establecen disposiciones mínimas de seguridad y salud en las obras de construcción.

Normativa que puede afectar a los materiales, equipos y unidades de obra incluidos en el Proyecto:

- Normas UNE.
- Normas ISO.

Normativa medioambiental:

- Directiva 2006/12/CE, en España la Ley 22/2011.
- Programa Estatal de Prevención de Residuos (2014-2020).



- Normativa española: PEMAR 2016-2022.
- Normativa andaluza: Plan director de residuos no peligrosos de Andalucía (2010-2019).
- Real Decreto 509/1996.
- Directiva Europea 91/271/CEE.
- Real Decreto 678/2014.

Si hubiera normativas municipales o regionales, siempre que no atenten contra las anteriores, se debe cumplir la norma más restrictiva como norma general, excepto cuando haya un conflicto de normas, debiendo cumplir aquella con mayor rango jurídico.

## 2. CONDICIONES GENERALES FACULTATIVAS

### 2.1. DISPOSICIONES GENERALES

Se establecen las siguientes disposiciones generales:

- Reglamento de contratación de competencias locales.
- Ley, reglamento y pliego de contratación del estado.
- Pliego de cláusulas económico-administrativas particulares.
- Ordenanza laboral de seguridad e higiene en el trabajo, así como cualquier otra, que, con carácter general se dicte.
- Ley de contrato de trabajo y disposiciones vigentes que regulan las relaciones patrón-obrero.

En el caso de conflicto o contradicción entre estas disposiciones y el presente pliego de condiciones prevalecerá el contenido de éste.

### 2.2. TÉRMINOS DEL PLIEGO DE CONDICIONES

- **Propiedad:** Los derechos de este proyecto pertenecen a la empresa o autoridad pública que decida incorporar esta planta como su propiedad.
- **Dirección de obra:** Tiene la misión de representar a la propiedad, defender sus intereses y establecer las relaciones contractuales con el contratista adjudicatario de la obra del proyecto. Se encarga de que la obra sea una reproducción fidedigna de lo proyectado y estipulado en este pliego, así como con su intervención se garantiza la inspección de materiales, el estado de los equipos, el perfecto funcionamiento y el apoyo técnico al contratista.
- **Contratista:** Entidad fiscal que contrata con la propiedad la ejecución material de toda la obra o una parte de ella. Cuando en el pliego se refiere al contratista, se refiere al contratista general de la obra y no a las subcontratas que éste haya podido a su vez realizar. No podrá hacer uso de la documentación del proyecto para cualquier otro fin diferente al desarrollo del mismo.

### 2.3. INTERPRETACIÓN TÉCNICA

Corresponde exclusivamente a la Dirección técnica, la interpretación del Proyecto y la consiguiente expedición de órdenes complementarias, gráficas o escritos para el desarrollo del mismo.

La dirección facultativa de las obras e instalaciones recaerá sobre el ingeniero técnico o superior nombrado por la propiedad en su representación, sobre quién recaerán las labores de dirección, control y vigilancia de las obras del presente proyecto.

Las funciones del ingeniero director serán las siguientes:

- Garantizar la ejecución de las obras con estricta sujeción al proyecto aprobado, o modificaciones debidamente autorizadas.
- Definir aquellas condiciones técnicas que en este pliego de condiciones se dejen a su decisión.
- Resolver aquellas condiciones técnicas que surjan en cuanto a la interpretación de los planos, condiciones de materiales y de ejecución de unidades de obra, siempre que no se modifiquen las condiciones del contrato.
- Estudiar las incidencias o problemas planteados en las obras que impidan el normal cumplimiento del contrato o aconseje su modificación, tramitando en su caso, las propuestas correspondientes.
- Proponer las actuaciones procedentes para obtener, de los organismos oficiales y de los particulares, los permisos y autorizaciones necesarias para la ejecución de las obras y ocupaciones de los bienes afectados por ellas, y resolver los problemas planteados por los servicios y servidumbres relacionados con la misma.
- Asumir personalmente bajo su responsabilidad, en caso de urgencia o gravedad, la dirección inmediata de determinadas operaciones o trabajos en curso, por lo cual, el contratista deberá poner a su disposición y servidumbre relacionados con la misma.
- Acreditar al contratista las obras realizadas conforme a lo dispuesto en los documentos del contrato.
- Participar en las recepciones provisionales y definitivas y redactar la liquidación de las obras conforme a las normas legales.

## **2.4. OBLIGACIONES Y DERECHOS DEL CONTRATISTA**

El contratista designará un jefe de obras como representante suyo autorizado que cuidará de los trabajos. Cualquier cambio que el contratista desee realizar respecto a sus representaciones y personal cualificado, y en especial, del jefe de obras, deberá comunicárselo a la dirección facultativa.

El contratista estará en la obra durante la jornada legal de trabajo y acompañará a la dirección facultativa en las visitas que haga a la obra. Así mismo, asistirá a las reuniones de obra que se convoquen, no pudiendo justificar por motivo de ausencia ninguna reclamación a las órdenes cruzadas por la dirección facultativa.

Se entregará al contratista, libre de todo gasto, tres copias de todos los planos necesarios para la ejecución del trabajo. En caso de que el contratista necesitara más copias, se le entregará cargándole su coste.

Se considera que el contratista ha comprobado el lugar de construcción y los planos y que ha quedado conforme con las condiciones en que habrá que ejecutarse el trabajo.

El contratista deberá conocer las disposiciones laborales que pueden ser de aplicación en la realización del trabajo y cumplirlas. Además, proporcionará un número suficiente de operarios competentes y el personal supervisor y administrativo necesario a fin de cumplir con el programa de construcción.

El contratista debe cumplir las indicaciones del libro de órdenes, en el cual se recogen todas y cada una de las modificaciones y órdenes que se dictan en cada momento.

La propiedad notificará al contratista la reglamentación que afecte a visitas, accesos, entrada de automóviles en el recinto de la obra, pases especiales y zonas prohibidas de la línea de proceso.

Será por cuenta del contratista los gastos que a continuación se dictan:

- Los gastos de construcción y retirada de toda clase de construcciones auxiliares.
- Los gastos de alquiler o adquisición de terreno para depósito de materiales y maquinaria.
- Los gastos de protección de acopio y de la propia obra contra deterioro, daño o incendio, cumpliendo con los requisitos vigentes para proporcionar seguridad dentro de las obras.
- Los gastos de limpieza y evacuación de desperdicios de basura.
- Los gastos de suministro, colocación y conservación de señales de tráfico, balizamiento y demás recursos necesarios para proporcionar seguridad dentro de las obras.
- Los gastos de montaje, conservación y retirada de instalaciones para el suministro de agua y la energía eléctrica necesaria para las obras.
- Los gastos de demolición y desmontaje de las instalaciones provisionales
- Los gastos de retirada de materiales rechazados y corrección de las deficiencias observadas y puestas de manifiesto por los correspondientes ensayos y pruebas.

## **2.5. FACULTADES EN LA DIRECCIÓN DE LA OBRA**

La dirección de obra es la única capacitada para la interpretación del proyecto y para la proposición de órdenes complementarias que faciliten la ejecución del mismo.

La dirección de obra podrá ordenar, antes de la ejecución de las obras, las modificaciones de detalle del proyecto que crea oportunas siempre que no altere las líneas generales de éste, no exceda la garantía técnica y sean razonables aconsejadas por eventualidades surgidas durante la ejecución de los trabajos o por mejoras que crea conveniente introducir.

Todas las alteraciones técnicas o presupuestarias derivadas de estas posibles modificaciones serán aceptadas por el contratista. Cualquier modificación del proyecto propuesta por el contratista deberá ser

previamente aprobada por la dirección de la obra, que la evaluará antes de su aprobación o desaprobación, aceptando el primero la resolución adoptada.

## **2.6. LIBRO DE ÓRDENES**

Es aquél en el que se reflejarán las visitas realizadas por la dirección de la obra, las incidencias surgidas y en general todos aquellos datos que sirvan para determinar con certeza si el contratista ha cumplido los plazos y fases de ejecución previstas para la realización del proyecto. Las anotaciones en el libro de órdenes darán fe a efectos de determinar eventuales causas de resolución y demás incidencias del contrato.

## **2.7. INICIO DEL TRABAJO**

Obligatoriamente y por escrito, el contratista deberá dar cuenta al ingeniero director del comienzo de los trabajos, veinticuatro horas antes de su iniciación.

El adjudicatario comenzará las obras dentro del plazo de 15 días desde la fecha de adjudicación. Dará cuenta al ingeniero director del día en que se propone iniciar los trabajos, debiendo éste dar acuse de recibo.

## **2.8. REPLANTEO**

El director de las obras, podrá introducir en el proyecto, antes de empezar las obras o durante su ejecución, las modificaciones que sean precisas para la normal construcción de las mismas, aunque no se hayan previsto en el proyecto, y siempre que lo sean sin separarse de su correcta interpretación.

Todas estas modificaciones serán obligatorias para el contratista siempre que, con los precios del contrato, no alteren el presupuesto de adjudicación en más de los porcentajes previstos en la ley de contratos del estado y su reglamento de aplicación vigentes, tanto por exceso como por defecto. En este caso, el contratista no tendrá derecho a ninguna variación en los precios, ni a las indemnizaciones de ningún género por supuestos perjuicios que le puedan ocasionar las modificaciones en el número de unidades de obra o en plazo de ejecución.

## **2.9. EJECUCIÓN DE OBRAS**

El contratista dará comienzo a las obras dentro de los siete días siguientes a la formalización del contrato, salvo que dicha fecha quedara expresamente determinada en el mismo.

La fecha de comienzo así fijada contará a efectos de plazos de ejecución y de revisión de precios en el supuesto de que tal revisión se hubiese pactado.

Junto a su oferta económica, el contratista presentará un calendario de los trabajos a ejecutar en el que se precisará el tiempo necesario para ejecutar la totalidad de la obra y de cada una de sus correspondientes partes.

El plazo en el que el contratista se compromete a ejecutar las obras quedará fijado en el contrato y su incumplimiento se entenderá como una rescisión unilateral e injustificada del mismo.

## **2.10. MAQUINARIA Y EQUIPOS**

El contratista quedará obligado a situar en las obras los equipos de la maquinaria que se comprometa a aportar en la licitación, y que el director de las obras considere necesario para el correcto desarrollo de las mismas. Dichos equipos de maquinaria deberán ser aprobados por el director.

La maquinaria y demás de trabajo deberán estar en perfectas condiciones de funcionamiento y quedar adscritos a la obra durante el curso de ejecución de las unidades en las que deban utilizarse. No podrán retirarse sin el consentimiento del director.

Los equipos se ajustarán a las condiciones especificadas desarrolladas para uno de ellos en sus correspondientes hojas de especificaciones.

## **2.11. CONTROL DE CALIDAD**

Aquellos elementos de la instalación que, por naturaleza y forma de sus condiciones, no tienen necesidad de poner en servicio al conjunto de la instalación serán objeto de prueba tan pronto como se hayan acabado.

Antes de verificar la recepción provisional, se someterán las obras a pruebas de resistencia, estabilidad e impermeabilidad. De igual modo el Contratista procederá a la puesta a punto de la instalación, verificándose pruebas generales de su funcionamiento y efectividad de tratamiento.

Estas pruebas se efectuarán a pleno caudal de la instalación o de la parte de la misma a la que afecte la prueba. Se comprobará el buen comportamiento en la totalidad de las instalaciones y mecanismos de la instalación.

## **2.12. ENSAYOS**

La dirección de obra determinará los materiales que deban ser ensayados antes de su utilización y el tipo y normas de ensayo, así como donde deben realizarse los mismos y el número total de ensayos a efectuar.

El contratista deberá tomar las medidas oportunas, de las que dará cuenta a la dirección de obra para distinguir los materiales aceptados o rechazados durante los ensayos de recepción. los materiales rechazados deberán ser evacuados inmediatamente por cuenta del contratista y repuestos por otros adecuados de forma que no se perturbe el desarrollo normal de las obras.

## **2.13. PUESTA A PUNTO Y PRUEBAS DE FUNCIONAMIENTO**

Se realizarán pruebas de funcionamiento a pleno caudal de la instalación o de la parte de la misma a la que afecte la prueba. Se comprobará el buen comportamiento en la totalidad de las instalaciones y mecanismos de la instalación. Para ello:

- Se pondrá en marcha las bombas impulsando agua para asegurarnos que éstas y el sistema de control del caudal impulsado y el nivel de llenado de los equipos funcionan correctamente.
- Se comprobará la no existencia de pérdidas térmicas y de caudal en los tramos de tuberías. Así como se realizará la verificación de la estanqueidad de los equipos. En un primer lugar con agua.
- Se efectuará el buen funcionamiento de los sensores del sistema de control, verificando también los paneles de control.
- Se comprobará que se alcanza el pH adecuado para la optimización de los procesos.

## **2.14. MATERIALES**

Todos los materiales que se hayan de emplear en las obras serán suministrados por el contratista de las mismas, salvo que se exprese lo contrario en los planos o en el pliego de condiciones del proyecto. La dirección de obra se reserva el derecho de rechazar aquellos materiales que provengan de lugares o firmas cuyos productos no ofrezcan la suficiente garantía a su juicio.

Todos los materiales se manipularán con cuidado, y de tal modo que mantengan su calidad y actitud para la obra.

Si el volumen de la obra, la marcha de la construcción y otras consideraciones lo justifican, el ingeniero puede proceder a la inspección del material o de los artículos manufacturados en sus respectivas fuentes.

Con objeto de facilitar la inspección y prueba de los materiales, el contratista notificará al ingeniero como mínimo con dos semanas de antelación a la entrega.

Todos los materiales que no se ajusten a los requisitos del pliego de condiciones se considerarán defectuosos y, por tanto, se retirarán inmediatamente del lugar de la obra, a menos que el ingeniero

ordene lo contrario. Los materiales rechazados, cuyas irregularidades se hayan corregido sustancialmente, no se utilizarán mientras no se les haya otorgado la aprobación.

## **2.15. ALMACENAMIENTO**

El contratista debe cuidar convenientemente el almacenamiento de los materiales que tenga a pie de obra, siendo de su cuenta el reponer aquellos que presenten defectos, o estén en malas condiciones, debido a deficiencias de almacenaje, o a otras causas a él imputables. Los daños producidos en los materiales por fenómenos meteorológicos, inundaciones, corrimientos de tierras, etc., los producidos por animales o plantas, por vehículos o tráfico, serán también de cuenta del contratista, que deberá montar el servicio de guardia preciso y garantizar la seguridad de los almacenes.

La dirección de obra podrá pedir al contratista que se realicen los ensayos periódicos, especialmente poco tiempo antes de la utilización de aquellos materiales que sean más susceptibles de ser dañados durante el almacenaje, como los conglomerantes hidráulicos, material electrónico, etc.

El hecho de haberse realizado los ensayos de recepción correspondientes, no le exime al contratista de la obligación de subsanar o reponer parcial o totalmente, aquellos materiales que puedan haberse estropeado durante su almacenamiento.

## **2.16. PARTIDA DE ALZADA**

Una partida de alza es una unidad de obra cuyo precio se fija en una cifra arbitraria que es el resultado de una evaluación rigurosa y sistemática, en función de la medición.

Para la ejecución material de las partidas alzas deberá obtenerse la previa aprobación de la dirección de obra. A tal efecto, antes de proceder a la ejecución, se someterá a su consideración el detalle desglosando del importe de las mismas y si resultase conforme podrán realizarse.

## **2.17. RECEPCIÓN PROVISIONAL DE LAS OBRAS**

Terminado el periodo de la prueba de funcionamiento con resultados satisfactorio se procederá a la recepción provisional de la forma que dispone de la legislación vigente.

## **2.18. PERIODO DE GARANTÍAS**

El contratista garantiza en general todas las obras que ejecute, así como los materiales empleados en ellas y su correcta manipulación. El plazo de garantía será de doce meses, a no ser que se especifique otro periodo en el proyecto de detalle.



## **2.19. RECEPCIÓN DEFINITIVA**

Dentro del mes siguiente al cumplimiento del plazo de garantía, se procederá a la recepción definitiva de las obras.

## **2.20. SEÑALIZACIÓN DE LAS OBRAS**

El contratista queda obligado a señalizar a su costa las obras objeto del contrato, con arreglo a las instrucciones y uso de aparatos que prescriba el director.

## **2.21. MOVIMIENTO DE TIERRAS**

Este apartado se refiere a los desmontes y terraplenes para dar al terreno la rasante de explanación, la excavación a cielo abierto realizada con medios manuales y/o mecánicos y a la excavación de zanjas y pozos.

Se adoptan las condiciones generales de seguridad en el trabajo como las condiciones relativas a los materiales, control de la ejecución valoración y mantenimiento que especifican las normas:

- CTE-AD "Acondicionamiento del Terreno Desmontes".
- CTE-ADE "Explanaciones".
- CTE-ADV "Vaciados".
- CTE-ADZ "Zanjas y pozos".

## **2.22. DOCUMENTO FINAL DE LA OBRA**

El contratista entregará a la dirección de obra, antes de la recepción definitiva, tres ejemplares del documento elaborado como final de obra. Dicho documento deberá recoger todas las incidencias acaecidas en la obra desde su inicio hasta su finalización, así como aquellas modificaciones que durante el transcurso de la misma hayan tenido lugar.

### **3. CONDICIONES GENERALES ECONÓMICAS**

Todas las unidades de obra se medirán y abonarán por su volumen, superficie, longitud y peso.

Si el contratista construye mayor volumen del que corresponde en los dibujos que figuran en los planos, no se abonará este exceso. Las obras auxiliares, las construcciones que deban ser rehechas y los útiles y herramientas necesarias para la ejecución de las obras serán por cuenta del contratista.

#### **3.1. FIANZA**

El contratista prestará fianza que se corresponderá con un depósito previo, en metálico o valores, o aval bancario, por importe del 5% del precio total de contrata.

La fianza retenida será devuelta al contratista en un plazo que no excederá de treinta días una vez firmada el acta de recepción definitiva de la obra.

Si el contratista se negase a hacer por su cuenta los trabajos precisos para ultimar la obra en las condiciones contratadas, el director de obra, en nombre y representación del propietario, los ordenará ejecutar a un tercero, o, podrá realizarlos directamente por administración, abonando su importe con la fianza depositada, sin perjuicio de las acciones a que tenga derecho el propietario, en el caso de que el importe de la fianza no bastare para cubrir el importe de los gastos efectuados en las unidades de obra que no fuesen de recibo.

#### **3.2. PRECIO**

##### **3.2.1. COMPOSICIÓN DE LOS PRECIOS UNITARIOS**

Todos los precios unitarios se entienden valorados para cada partida totalmente terminada y, en el caso de equipos y maquinaria funcionando, están comprendidos en ella la parte proporcional de costes de puesta a punto, permisos, boletines, licencias, tasas, suministros para pruebas, etc.

##### **3.2.2. PRECIOS CONTRADICTORIOS**

Se producirán precios contradictorios sólo cuando la propiedad por medio del director de obra decida introducir unidades o cambios de calidad en alguna de las previstas, o cuando sea necesario afrontar alguna circunstancia imprevista. el contratista estará obligado a efectuar los cambios.

A falta de acuerdo, el precio se resolverá contradictoriamente entre el director de obra y el contratista antes de comenzar la ejecución de los trabajos y en el plazo que se determine en el pliego de condiciones.

### **3.2.3. RECLAMACIÓN DEL AUMENTO DE PRECIOS**

Si el contratista, antes de la firma del contrato, no hubiese hecho la reclamación u observación oportuna, no podrá bajo ningún pretexto de error u omisión reclamar aumento de los precios fijados en el cuadro correspondiente del presupuesto que sirva de base para la ejecución de las obras.

### **3.2.4. REVISIÓN DE PRECIOS CONTRATADOS**

Para realizar la revisión de precios se usarán los últimos índices oficiales de revisión de precios que hayan sido aprobados por la comisión delegada de asuntos económicos y que hayan sido publicados en el BOE.

## **3.3. MEJORAS Y MODIFICACIONES**

Cualquier modificación en las unidades de obra que suponga la realización de distinto número de aquellas, en más o menos de las figuradas en el estado de mediciones y presupuesto, deberá ser conocida y aprobada previamente a su ejecución por la dirección de obra, haciéndose constar en el libro de órdenes tanto la autorización como la comprobación posterior de su ejecución.

## **3.4. ELEMENTOS COMPRENDIDOS EN EL PRESUPUESTO**

Al fijar los precios de las diferentes unidades de obra en el documento presupuestos, se ha tenido en cuenta el importe de todos los medios auxiliares que se vayan a usar en la construcción, así como toda clase de gastos adicionales derivados de la actividad. Por esta razón no se abonará al contratista cantidad alguna por dichos conceptos.

En el precio de cada unidad de obra también van comprendidos los materiales y operaciones necesarias para dejar la obra completamente terminada y en disposición de recibirse.

## **3.5. VALORIZACIÓN Y ABONO DE LOS TRABAJOS**

Según la modalidad elegida para la contratación de las obras y, salvo que en el pliego de condiciones económicas se preceptúe otra cosa, el abono de los trabajos y las unidades de este proyecto se efectuarán multiplicando el número de aquellas por el precio unitario asignado a las mismas en el Presupuesto.

### **3.6. PENALIZACIONES**

Si finalizado el plazo de ejecución de las obras, éstas no hubieran terminado sin motivo justificado por parte de la contrata, se aplicarán los siguientes recargos a imputar al contratista desde la fecha de finalización de las obras:

- Por día natural de retraso un 0,1% del total de los trabajos contratados, hasta el día 30, y se descontarán y retendrán con cargo a la fianza.
- A partir del día 31 hasta el día 60 la penalización por día natural de retraso será de un 0,5% del valor al que ascienda la fianza.

Pasados estos plazos se rescindirá el contrato quedando obligado el contratista a responder por daños y perjuicios a esta entidad. De igual manera se actuará en caso de que se dé incumplimiento del contrato por parte del contratista.

### **3.7. SEGURO Y CONSERVACIÓN DE LA OBRA**

El contratista procederá en todo momento en función de los mejores intereses de la propiedad y protegerán en toda su capacidad la propiedad, equipo y herramientas de este último.

El contratista mantendrá en vigor, y a su costa, durante el periodo de construcción y de pruebas, los siguientes seguros:

- De accidentes de trabajo y demás seguros sociales de su personal, según la legislación vigente.
- De daños que puedan sufrir las obras provisionales realizadas durante el periodo de construcción y de pruebas, incluyéndose la cobertura de riesgos catastróficos.
- Seguro obligatorio de vehículos a motor, propio o contratados que intervengan en los trabajos de construcción a todo riesgo, con garantía de responsabilidad civil limitada.

### **3.8. CONDICIONES DE PAGO**

Los pagos se harán mensualmente por el 100% del importe de la certificación aprobada respecto a unidades de obra completadas correspondiente al mes anterior.

Las cantidades retenidas serán reintegradas por la propiedad al contratista una vez cumplido el plazo de garantía, siempre que no se haya observado ningún defecto en la ejecución de los trabajos realizados, mala calidad de los materiales utilizados y se haya firmado el acta de recepción definitiva.

## **4. CONDICIONES LEGALES**

### **4.1. DISPOSICIONES LEGALES**

Se disponen de la siguiente legislación:

- Ordenanza general de seguridad e higiene en el trabajo y plan nacional de higiene y seguridad del trabajo (O.M. 9 de marzo 1971).
- Reglamento de seguridad e higiene en las industrias de la construcción (O.M. 20 de mayo de 1952).
- Ley 31/1995 de prevención de riesgos laborales.
- Real Decreto 843/2011 de los servicios médicos de empresa.
- Real Decreto 842/2002 de electrotécnico de líneas baja tensión.
- Real Decreto 223/2008 de líneas eléctricas aéreas de alta tensión.
- Convenio colectivo provincial del sector de la construcción y estatuto de los trabajadores (28 de febrero de 2012).
- Real Decreto 1627/1997 de obligatoriedad de la inclusión de un estudio de seguridad e higiene en el trabajo de los proyectos de edificación.
- Las normas que estén en vigor en el momento.

También es de cumplimiento obligado cuanto la dirección de obra dicte encaminado a garantizar la seguridad de los obreros y de la obra en general.

### **4.2. CONTRATISTA**

#### **4.2.1. OBLIGACIONES**

El Contratista deberá acreditar su capacidad técnica para la realización de la obra ante la Propiedad mediante la información que se detalla a continuación:

- Lista de obras realizadas.
- Lista de equipamiento y maquinarias.
- Personal a emplear.

Esta documentación debe ser de conformidad de la Propiedad y constituirá una razón para la denegación de la obra.

#### **4.2.2. RESPONSABILIDAD**

De la calidad y buena ejecución de las obras contratadas, el contratista será el único responsable, no teniendo derecho a indemnización alguna por el mayor precio que pudieran costarle, ni por las erradas maniobras que cometiera durante la construcción, siendo a su cuenta y riesgo independientemente de la inspección que de ellas haya podido haber hecho la dirección de la obra.

El contratista está obligado a adoptar todas las medidas de seguridad que las disposiciones vigentes preceptúan, para evitar en lo posible accidentes a los obreros o a los viandantes, en todos los lugares peligrosos de la obra.

Así mismo, será responsable ante los tribunales de los accidentes que por inexperiencia o descuido sobrevinieran en el curso de las obras, debiendo atenerse en todo a las normas de prudencia, así como a las disposiciones y reglamentos de policía de la materia.

El contratista también será el responsable del pago de los salarios y de los materiales necesarios para el desarrollo de la obra, así como de la buena calidad de los trabajos realizados.

El contratista proporcionará a la dirección técnica toda clase de facilidades para el replanteo, reconocimiento, mediciones, pruebas de materiales e inspecciones visuales de la ejecución de todas las unidades de obra, con objeto de comprobar el cumplimiento de las condiciones exigibles.

El contratista será el único responsable por el pago de todos los impuestos, derechos, tasas, contribuciones y cargas sociales previstos por las leyes del país donde se ejecute la obra, por lo que tiene la obligación de ser conocedor de las mismas. Se considera que todos los precios consignados en la oferta cubren los pagos de los mismos sin excepción alguna.

### **4.3. CONTRATO**

Se firmará dentro de los diez días de notificación de la adjudicación.

### **4.4. ADJUDICACIÓN**

La forma de adjudicación será mediante subasta cerrada. Las ofertas serán evaluadas sobre la base de las condiciones legales, técnicas, económicas y financieras establecidas en las mismas.

A los efectos de formular el ordenamiento prioritario de las ofertas con vistas a la adjudicación, se considerarán los siguientes aspectos:

- Documentación técnica.
- Condiciones económica-financieras.

- Precio final.
- Tiempo de ejecución de la obra.

#### **4.5. ARBITRAJE Y JURISTICCIÓN COMPETENTE**

La propiedad designará una dirección técnica a la que el contratista comunicará por escrito el nombre del delegado del contratista o jefe de obra (nombramiento que deberá ser aprobado por la dirección técnica).

#### **4.6. LEYES LABORALES DE ACCIDENTES EN EL TRABAJO**

El contratista viene obligado a cumplir rigurosamente todas las legislaciones vigentes, o que puedan dictarse en el curso de los trabajos.

Igualmente está obligado a tener a todo el personal a sus órdenes debidamente asegurado contra accidentes de trabajo, debiendo así probarlo si a ello fuera invitado por la dirección técnica o la propiedad.

#### **4.7. MANO DE OBRA**

El contratista deberá tener siempre en obra un número de operarios proporcional a la extensión y clase de los trabajos a juicio de la dirección técnica. Éstos serán de aptitud reconocida experimentados en su oficio y en todo momento habrá en obra un técnico o encargado apto que vigile e interprete los planos, y haga cumplir las órdenes de la dirección y cuanto en este pliego se especifica.

#### **4.8. SUBCONTRATAS**

El contratista no subcontratará ni se asociará a terceros para la ejecución del trabajo sin aprobación previa por escrito de la propiedad. Esta aprobación no eximirá al contratista de sus responsabilidades ni de sus obligaciones derivadas del contrato.

#### **4.9. DAÑOS EN PROPIEDADES VECINAS**

Si con motivo de las obras el contratista causara algún desperfecto en las propiedades colindantes, tendrá que repararla por su cuenta. Así mismo, adoptará cuantas medidas sean necesarias para evitar la caída de materiales o herramientas que puedan ser motivo de accidentes.

## 4.10. RESCISIÓN DE CONTRATO

El contrato solo puede ser rescindido por faltas graves del contratista. Si se diera este caso, el promotor debería comunicar al contratista que desea rescindir el contrato y tratar de acordar con el contratista la rescisión. Si el acuerdo es afirmativo, el contratista tendrá derecho a una indemnización donde se cubran todos los gastos producidos hasta ese momento. Si el acuerdo no es afirmativo, los abogados de ambas partes deberán acordar la rescisión.

La propiedad tiene derecho a rescindir el contrato si:

- Existen alteraciones del contrato como modificaciones del proyecto que represente alteraciones fundamentales, modificación de las unidades de obra en número superior al 50% del total, cuando se cumpla el plazo final de las obras y falte por ejecutar más del 20% del presupuesto de la obra.
- Se suspende la obra comenzada.
- Se abandona la obra sin causa justificada.
- Se incumplen las condiciones de contrato, cuando implique descuido o mala fe con perjuicio de los intereses de las obras.
- Hay un abandono de las obras por parte del contratista sin motivo justificado.
- Quiebra o incapacidad económica del contratista.
- Fallecimiento o incapacidad del contratista.

## 4.11. LEGISLACIÓN APLICADA

Todas las leyes son vigentes a la fecha de entrega de este Proyecto.

En el caso de ejecución de este proyecto, se aplicará la normativa vigente con independencia de la especificada en cualquiera de los documentos.



## **5. CONDICIONES TÉCNICAS PARTICULARES**

Las prescripciones técnicas particulares son aquellas en las que se hace una descripción de los materiales, equipos y obras que van a realizarse en el proyecto, así como la forma de ejecución de las mismas.

También se indicarán en ellas las obligaciones de orden técnico que correspondan al contratista y al director técnico.

### **5.1. DISPOSICIONES DE CARÁCTER PARTICULAR**

Las disposiciones de carácter particular y de ámbito técnico son:

- Normativa de Asociación Española de Normalización (AENOR).
- Normas Tecnológicas de Edificación:
  - Instalaciones de fontanería. Abastecimiento (IFA).
  - Instalaciones de salubridad. Alcantarillado (ISA).
  - Instalaciones eléctricas. Puesta en tierra (JET).

### **5.2. MATERIALES PARA LA CONSTRUCCIÓN**

Todos los materiales que se empleen en la construcción, han de cumplir las normas que se encuentran en el catálogo de normas UNE de 1992.

Para aquellos materiales no especificados, se seguirán las instrucciones de la dirección técnica.

Además, estos materiales podrán ser sometidos a pruebas o análisis por cuenta de la contrata que se crean necesarios para acreditar su calidad. Por lo que aquel material que a razón de la dirección técnica no reúna las condiciones exigidas será rechazado.

Los materiales de construcción que se basan en esta norma son:

- Cemento.
- Hormigón.
- Producto cerámico para la construcción.
- Producto de cemento reforzado con fibras.
- Prefabricados de cemento y caucho.
- Pinturas y barnices.
- Materiales cerámicos de arcilla cocida para la construcción.
- Materiales impermeabilizantes para la construcción.

Materiales refractarios.

El material que se usará en la obra civil es hormigón armado. Regirá lo prescrito en la Instrucción CTE-EH-82 para las obras de hormigón en masa o armado. Asimismo, se adopta lo establecido en las normas CTE-EH "Estructuras de Hormigón" y NTE-EME "Estructuras de madera. Encofrados".

### 5.3. MATERIALES PARA LA FABRICACIÓN DE EQUIPOS

Los materiales empleados en la fabricación de equipos vienen especificados en sus respectivos anexos, destacamos el uso de acero al carbono, PVC, hormigón armado y acero inoxidable 304. Estos materiales estarán sujetos a las normas citadas a continuación:

- UNE 10240:1998: Recubrimientos de protección internos y/o externos para tubos de acero. Especificaciones para recubrimiento galvanizados en caliente aplicados en plantas automáticas.
- UNE 112022:1993: Recubrimientos metálicos. Recubrimientos electrolíticos de cromo. Ensayo de corrosión electrolítica (ensayo, etc.).
- UNE 112039:1994: Recubrimientos de aleación de estaño-níquel. Especificaciones y métodos de ensayo.
- UNE 112040:1994: Recubrimiento electrolítico de aleación estaño-plomo. Especificaciones y métodos de ensayo.
- UNE 12667:2002: Materiales de construcción. Determinación de la resistencia térmica por el método de la placa caliente guardada y el método del medidor de flujo de calor. Productos de alta y media resistencia térmica.
- UNE 92227:1989: Materiales aislantes térmicos. Determinación de la absorción de agua por el método de vacío.
- UNE-CEN/TR 15729:2014 IN: Sistemas de canalización en materiales plásticos. Plásticos termoestables reforzados con fibra de vidrio (PRFV) basados en resinas de poliéster insaturado (UP). Informe sobre la determinación de la abrasión media tras un número definido de ciclos de ensayo.
- UNE-EN 10257-1:2012: Alambres de acero no aleado recubiertos de cmc o aleaciones de cinc para armado de cables para el transporte de energía o cables para telecomunicaciones.
- UNE-EN 10289:2001: Métodos de ensayo de corrosión de recubrimientos metálicos y no orgánicos sobre sustratos metálicos. Clasificación de probetas y piezas de protección sometidas a ensayos de corrosión.
- UNE-EN 1119:2009: Sistemas de canalización en materiales plásticos. Juntas de unión para tubos y accesorios de plástico termoestable reforzado con fibra de vidrio (PRFV). Métodos de ensayo de estanquidad y de resistencia al fallo de juntas flexibles no resistentes a la tracción y elementos elastoméricos de estanquidad.

- UNE-EN 1120:1996: Sistemas de canalización en materiales plásticos. Tubos y accesorios de plástico termoestable reforzado con fibra de vidrio (PRFV). Determinación de la resistencia al ataque químico desde el interior de un segmento de tubo sometido a deflexión.
- UNE-EN 1228:1996: Sistemas de canalización en materiales plásticos. Tubos de plástico termoestable reforzado con fibra de vidrio (PRFV). Determinación de la rigidez circunferencial específica inicial.
- UNE-EN 1229:1996: Sistemas de canalización en materiales plásticos. Tubos y accesorios de plástico termoestable reforzado con fibra de vidrio (PRFV). Métodos de ensayo para comprobar la estanquidad de la pared sometida a una presión interna a corto plazo.
- UNE-EN 12502-3:2005: Protección de materiales metálicos contra la corrosión. Recomendaciones para la evaluación del riesgo de corrosión en sistemas de distribución y almacenamiento de agua. Parte 3: Factores que influyen para materiales férreos galvanizados en caliente.
- UNE-EN 13121-1:2004: Tanques y depósitos aéreos de plástico reforzado con fibra de vidrio (PRFV). Parte 1: Materias primas. Condiciones de especificación y condiciones de aceptación.
- UNE-EN 13121-2:2004: Tanques y depósitos aéreos de plástico reforzado con fibra de vidrio (PRFV). Parte 2: Materiales compuestos. Resistencia química.
- UNE-EN 13121-3:2009+A1:2010/AC:2012: Tanques y depósitos aéreos de plástico reforzado con fibra de vidrio (PRFV). Parte 3: Diseño y fabricación.
- UNE-EN 13121-4:2005/AC:2007: Tanques y depósitos aéreos de plástico reforzado con fibra de vidrio (PRFV). Parte 4: Entrega, instalación y mantenimiento.
- UNE-EN 13467:2002: Productos aislantes térmicos para equipos de edificación e instalaciones industriales. Determinación de las dimensiones, rectangularidad y linealidad de coquillas aislantes preformadas.
- UNE-EN 13469:2015: Productos aislantes técnicos para equipos de edificación e instalaciones industriales. Determinación de las propiedades de transmisión de vapor de agua en coquillas aislantes preformadas.
- UNE-EN 14364:2015: Sistemas de canalización en materiales plásticos para evacuación y saneamiento con o sin presión. Plásticos termoendurecibles reforzados con vidrio (PRFV) a base de resina de poliéster insaturado (UP). Especificaciones para tuberías, accesorios y uniones.
- UNE-EN 2081:2010: Recubrimientos metálicos y otros recubrimientos inorgánicos. Recubrimientos electrolíticos de cinc con tratamientos suplementarios sobre hierro o acero.
- UNE-EN 2082:2010: Recubrimientos metálicos y otros recubrimientos inorgánicos. Recubrimientos electrolíticos de cadmio con tratamientos adicionales sobre hierro o acero.
- UNE-EN ISO 10062:2009 Ensayos de corrosión en atmósferas artificiales con muy bajas concentraciones de gases contaminantes.

- UNE-EN ISO 10289:2001: Métodos de ensayo de corrosión de recubrimientos metálicos y no orgánicos sobre sustratos metálicos. Clasificación de probetas y piezas de protección sometidas a ensayos de corrosión.
- UNE-EN ISO 10289:2001: Métodos de ensayo de corrosión de recubrimientos metálicos y no orgánicos sobre sustratos metálicos. Clasificación de probetas y piezas de protección sometidas a ensayos de corrosión.
- UNE-EN ISO 12241:2010: Aislamiento técnico para equipos de edificación e instalaciones industriales. Método de cálculo.
- UNE-EN ISO 1461:2010: Recubrimientos galvanizados en caliente sobre productos acabados de hierro y acero. Especificaciones y métodos de ensayo.
- UNE-EN ISO 1463:2005: Recubrimientos metálicos y capas de óxido. Medida del espesor. Método de corte micrográfico.
- UNE-EN ISO 2063:2005: Proyección térmica. Recubrimientos metálicos y otros recubrimientos inorgánicos. Cinc, aluminio y sus aleaciones.
- UNE-EN ISO 2064:2001: Recubrimientos metálicos y otros recubrimientos no orgánicos. Definiciones y principios concernientes a la medida del espesor. (ISO 2064: 1996).
- UNE-EN ISO 2177:2005: Recubrimientos metálicos. Medida del espesor. Método coulombimétrico por disolución anódica.
- UNE-EN ISO 2178:1996: Recubrimientos metálicos no magnéticos sobre metal base magnético. Medida del espesor. Método magnético.
- UNE-EN ISO 21787:2007: Válvulas industriales. Válvulas de globo de materiales termoplásticos.
- UNE-EN ISO 2361:1996: Recubrimientos electrolíticos de níquel sobre base metálica magnética y no magnética. Medición del espesor. Método magnético.
- UNE-EN ISO 2819:1996: Recubrimientos metálicos sobre base metálica. Depósitos electrolíticos y depósitos por vía química. Lista de los diferentes métodos de ensayo de adherencia.
- UNE-EN ISO 3868:1996: Recubrimientos metálicos y otros recubrimientos no orgánicos. Medida del espesor. Método basado en el principio de *Fizeau* de interferometría de haz múltiple.
- UNE-EN ISO 3892:2002: Recubrimientos de conversión sobre materiales metálicos. Determinación de la masa de recubrimiento por unidad de superficie. Métodos gravimétricos.
- UNE-EN ISO 4516:2002: Recubrimientos metálicos y otros recubrimientos no orgánicos. Ensayos de microdureza Vickers y Knoop.
- UNE-EN ISO 4543:1996: Recubrimiento metálicos y otros recubrimientos no orgánicos. Directrices generales para los ensayos de corrosión aplicables a condiciones de almacenamiento.

- UNE-EN ISO 6158:2012: Recubrimientos metálicos. Recubrimientos electrolíticos de cromo para fines industriales.
- UNE-EN ISO 6988:1996: Recubrimientos metálicos y otros recubrimientos no orgánicos. Ensayo al dióxido de azufre con condensación general de humedad.
- UNE-EN ISO 7384:1996: Ensayos de corrosión en atmósfera artificial. Prescripciones generales.
- UNE-EN ISO 7441:1996: Corrosión de los metales y aleaciones. Ensayos de corrosión bimetalica mediante ensayos de corrosión en medio exterior.
- UNE-EN ISO 7539-1:2013: Corrosión de metales y aleaciones. Ensayo de corrosión bajo tensión. Parte 1: guía general de métodos de ensayo.
- UNE-EN ISO 7539-2:2013: Corrosión de metales y aleaciones. Ensayos de corrosión bajo tensión. Parte 2: preparación y utilización de probetas para ensayos de flexión.
- UNE-EN ISO 7539-3:2013: Corrosión de metales y aleaciones. Ensayos de corrosión bajo tensión. Parte 3: preparación y utilización de probetas dobladas en U.
- UNE-EN ISO 7539-4:2013: Corrosión de metales y aleaciones. Ensayos de corrosión bajo tensión. Parte 4: preparación y utilización de probetas para ensayos de tracción uniaxial.
- UNE-EN ISO 7539-5:2013: Corrosión de metales y aleaciones. Ensayos de corrosión bajo tensión. Parte 5: preparación y uso de probetas con forma de anillo en C.
- UNE-EN ISO 7539-6:2013: Corrosión de metales y aleaciones. Ensayos de corrosión bajo tensión. Parte 6: preparación y uso de probetas prefiguradas para ensayos bajo carga constante o desplazamiento constante.
- UNE-EN ISO 8401:1996: Recubrimientos metálicos. Revisión de los métodos de determinación de la ductilidad.
- UNE-EN ISO 8497:1997: Aislamiento térmico. Determinación de las propiedades relativas a la transmisión de calor en régimen estacionario en los aislamientos térmicos para tuberías.
- UNE-EN ISO 8565:2012: Metales y aleaciones. Ensayos de corrosión atmosférica. Requisitos generales para realizar ensayos in situ.
- UNE-EN ISO 8990:1997: Determinación de las propiedades de transmisión térmica en régimen estacionario. Métodos de la caja caliente guardada y calibrada.
- UNE-EN ISO 9220:1996 Recubrimientos metálicos. Medida del espesor del recubrimiento. Método de microscopía electrónica de barrido.
- UNE-EN ISO 9227:2012: Ensayos de corrosión en atmósferas artificiales. Ensayos de niebla salina.
- UNE-EN ISO 9251:1996: Aislamiento térmico Condiciones de transmisión térmica y propiedades de los materiales. Vocabulario.
- UNE-EN ISO 9346:2009: Aislamiento térmico. Transferencia de masa. Magnitudes físicas y definiciones.

## **5.4. EQUIPOS Y MAQUINARIA**

Las normas a las que se encuentran sujetos todos los equipos y la maquinaria se encuentran también en el catálogo de Normas UNE de 1992.

## **5.5. CONDICIONES DE EJECUCIÓN**

Las condiciones de ejecución, condiciones funcionales de los materiales y equipos industriales, control de la ejecución, seguridad en el trabajo, medición, valoración y mantenimiento serán establecidos en las normas NBE y NTE, así como las correspondientes si procede a equipos, materiales o maquinaria.

## **5.6. ESPECIFICACIONES PARTICULARES DE EQUIPOS**

En este apartado se concretan las especificaciones técnicas que deben satisfacer los distintos equipos, diseñados o de adquisición directa por compra, para que sean aceptados en la instalación que se proyecta.

Los equipos deben entregarse con las pruebas hidráulicas que correspondan realizadas de forma satisfactoria.

La instalación solo será recepcionada cuando se demuestre que todos los equipos de la línea de proceso y dispositivos de control funcionen perfectamente.

Las especificaciones de los equipos diseñados se clasifican en:

- Especificaciones de los fotobiorreactores.
- Especificaciones del ecualizador de flujo y del dosificador de  $\text{NaHCO}_3$ .
- Especificaciones del biorreactor para hidrólisis enzimática.
- Especificaciones de las bombas de la planta y del pozo de bombeo.
- Especificaciones del reactor neutralizador de pH.
- Especificaciones del circuito calefactor.
- Especificaciones de los elementos de control y seguridad.
- Especificaciones de los depósitos.

### **5.6.1. CONJUNTO DE FOTOBIORREACTORES**

Consistirá en un conjunto de 8 fotobiorreactores abiertos formado por dos canales en los que circulará el medio de cultivo impulsados por una rueda de palas. Tienen un área de 5288 m<sup>2</sup> cada uno y una profundidad de 0,3 m.

Estará hecho de bloques de hormigón y recubierto por una cubierta plástica de PVC. La rueda de palas estará hecha de acero y tendrá las dimensiones especificadas en el correspondiente anexo, siendo el diámetro y el número de palas 1,5 m y 8, respectivamente.

Los fotobiorreactores de inóculo estarán hechos del mismo material, pero de dimensiones reducidas, son 10, dos reactores de 0,25 m<sup>3</sup>, dos de 1,25 m<sup>3</sup>, dos de 6 m<sup>3</sup>, dos de 27,5 m<sup>3</sup> y dos de 150 m<sup>3</sup>. Además de 3 fotobiorreactores de columna de 19 L cada uno.

#### **5.6.2. ECUALIZADOR DE FLUJO Y EL DOSIFICADOR**

El ecualizador de flujo consistirá en una balsa construida de hormigón y excavada en el suelo a 4 metros de profundidad y con unas dimensiones de 15x13,4 metros.

Contará con un dosificador tomado de catálogo que consiste en una tolva de bicarbonato de 0,4 m<sup>3</sup> de volumen y un tornillo sin fin. La unidad en cuestión es Rompebóvedas y dosificador modelo ZFP 500/DM de la empresa Flow control and Handling S.A.

#### **5.6.3. REACTOR DE NEUTRALIZACIÓN DE pH**

El reactor neutralizador de pH es otra balsa construida de hormigón y excavada en el suelo a 1,5 metros de profundidad y una superficie de 5x7,5 metros.

Contará una parrilla dosificadora de CO<sub>2</sub> en el fondo y un agitador.

#### **5.6.4. SEPARADOR**

Se selecciona una unidad de catálogo: Microtamiz de discos Rodisc®, de la empresa HUBER. Tendrá una luz de paso de 30 µm y 8 discos con 5,92 m<sup>2</sup> de superficie filtrante.

#### **5.6.5. BIORREACTOR DE HIDROLISIS ENZIMÁTICA**

El biorreactor consiste en un depósito de 1,51 metros de diámetro y dos fondos Klopper de 0,319 metros de altura. Este recipiente está acoplado a un módulo de membrana y estará aislado por 12,11 m<sup>2</sup> de aislante de lana de roca.

#### **5.6.6. BOMBAS**

Habrà 4 equipos de bombeo: Uno en el ecualizador de flujo, otro en el neutralizador de flujo, otro en el pozo de bombeo y un último equipo a la salida del biorreactor de hidrólisis enzimática con una potencia efectiva de, al menos, 300 W.

El resto de equipos de bombeo contarán con 3 bombas cada uno, dos operando y una en reserva. Éstas serán el modelo de bomba sumergible 80DL52.2 gama DL - DL W/C de la empresa Ebara.

#### **5.6.7. DEPÓSITOS**

Los depósitos también se tomarán de catálogo, estando seguros de que se han construido bajo los estándares de fabricación de recipientes a presión.

Éstos son:

- Depósito criogénico de almacenamiento de CO<sub>2</sub> Modelo LCC 6V (Lapesa)
- Tanque de hidrolizado: Cisterna horizontal de 35 m<sup>3</sup> (Tapidol S.L.)

#### **5.6.8. CIRCUITO CALEFACTOR**

El circuito calefactor consiste en 15 placas termosolares parabólicas de 3,6 m<sup>2</sup> de área cada una. Se tendrá 11 tubos de 5mm de diámetro interior por el que fluirá aceite térmico. Este mismo fluido térmico circulará por el interior de un intercambiador de calor de carcasa y tubo de doble paso por tubo y uno solo por carcasa teniéndose 2,4 m<sup>2</sup> de área de intercambio.

El material de las placas será aluminio refractario y acero inoxidable 304, el IC será de ese mismo acero.



# **DOCUMENTO V:**

# **MEDICIONES**

## ÍNDICE - MEDICIONES

1.	INTRODUCCIÓN.....	3
2.	HRAP .....	3
3.	ECUALIZADOR DE FLUJO .....	3
4.	MICROTAMIZ DE DISCOS.....	4
5.	REACTOR DE NEUTRALIZACIÓN DE PH.....	4
6.	BIORREACTOR ENZIMÁTICO DE HIDRÓLISIS.....	4
7.	INTERCAMBIADOR DE CALOR .....	5
8.	DEPÓSITOS .....	5
9.	FOTOBIORREACTORES DE INÓCULO .....	5
10.	POZO DE BOMBEO .....	6
11.	TUBERÍAS Y ACCESORIOS.....	6
12.	EQUIPOS DE CONTROL .....	7

## 1. INTRODUCCIÓN

Conforme a la norma UNE 157001 el documento de mediciones es uno de los documentos del Proyecto y tiene como misión definir y determinar las unidades de cada partida o unidad de obra que conforman la totalidad del proyecto.

Incluirá el número de unidades y se definirán las características de cada una de ellas. Una vez enumerados los equipos y unidades este documento nos servirá de base para la realización del presupuesto.

A lo largo de este documento se expondrán las mediciones de las unidades del presente Trabajo de Fin de Grado, conforme a los datos del documento ANEXOS y el documento PLANOS.

## 2. HRAP

Fotobiorreactor abierto del tipo raceway de aproximadamente 220 m de largo y 25 m de ancho, con una altura de 0,4 metros, construido en bloques de hormigón.

Equipamiento	Unidades
HRAP	8
Cubierta de PVC (0,5 mm grosor)	42304 m <sup>2</sup>
Rueda de palas (1,5 m diámetro, 8 palas y sumidero de 0,1 m): - Motor 1,5 kW con reductora y variador mecánico	8
4 baffles de láminas de acero, de 2 mm, de entre 20 y 35 m de longitud	8
Dosificador de microburbujas de CO <sub>2</sub>	8

## 3. ECUALIZADOR DE FLUJO

Equipamiento	Unidades
Balsa abierta de 4 metros de profundidad excavada en el suelo, con un área de 15x13,4 m <sup>2</sup> construido en hormigón.	1
Rompebóvedas y dosificador modelo ZFP 500/DM (Flow control and Handling S.A.): - Tornillo sin fin (4m) - Tolva de bicarbonato (0,4 m <sup>3</sup> )	1
Agitador sumergible ABS XRW 900 (Sulzer): - Motor potencia 22 kW (Potencia de agitación 18,5 kW)	2
Bomba 80DL52.2 gama DL - DL W/C (Ebara): - Potencia 2,2 kW	3

#### 4. MICROTAMIZ DE DISCOS

Equipo de separación sólido-líquido conformado por un microtamiz de discos con luz de paso de 30  $\mu\text{m}$ . En concreto se elige el modelo Rodisc® de la marca HUBER. Se ha estimado que se necesitará un equipo de 8 discos, traduciéndose en unas dimensiones de 9,96 metros de largo, con un disco de 5,23 m<sup>2</sup> de área de filtrado (1,29 m de radio) y una altura y ancho de 2,581 metros. Se instalará semienterrado bajo tierra.

Equipamiento	Unidades
Microtamiz de discos Rodisc® (HUBER)	1

#### 5. REACTOR DE NEUTRALIZACIÓN DE PH

El reactor de neutralización consiste en una balsa de hormigón enterrada en el suelo, de 1,5 metros de profundidad y unas dimensiones de 5x7,5 m<sup>2</sup>.

Equipamiento	Unidades
Balsa	1
Dosificador de microburbujas de CO <sub>2</sub>	1
Agitador 1,57 kW ABS RW 200	2
Bomba 80DL52.2 gama DL - DL W/C (Ebara): - Potencia 2,2 kW	3

#### 6. BIORREACTOR ENZIMÁTICO DE HIDRÓLISIS

El biorreactor consiste en un cilindro de 1,51 m de diámetro interior y un espesor de 7 mm, éste tiene una altura de 1,89 m y lleva dos fondos iguales del tipo Kloppler de 0,319 m de altura, cada uno. Va cubierto por un aislante de lana de roca de 40 mm de espesor y la corriente de salida está acoplado a un módulo de membrana que recircula la enzima y la devuelve al tanque de reacción.

Equipamiento	Unidades
Reactor	1
Módulo de membrana	1
Aislante de lana de roca (40 mm)	12,11 m <sup>2</sup>
Bomba centrífuga multicelular Serie MS-07 (Salvador Escoda S.A.)	1
Agitador Industrial Serie VTS, 0,37 kW (Fluidmix)	1

## 7. INTERCAMBIADOR DE CALOR

Equipamiento	Unidades
Intercambiador de calor de carcasa y tubo (1:2): <ul style="list-style-type: none"><li>- 11,6 m de paso de tubo</li><li>- 11 tubos (6 mm de diámetro exterior)</li><li>- 2,4 m<sup>2</sup> de área de intercambio</li></ul>	1
Colectores solares del tipo parabólico: <ul style="list-style-type: none"><li>- 3,6 m<sup>2</sup> de área de placa de aluminio con geometría parabólica</li><li>- 3 m de tubo colector</li><li>- 11 tubos de 5 mm de diámetro interior</li><li>- Parte del tubo colector aislado con fibra de vidrio</li></ul>	15

## 8. DEPÓSITOS

El depósito de bicarbonato forma parte del dosificador en el ecualizador.

Equipamiento	Unidades
Depósito criogénico de almacenamiento de CO <sub>2</sub> Modelo LCC 6V (Lapesa)	1
Tanque de hidrolizado: Cisterna horizontal de 35 m <sup>3</sup> (Tapidol S.L.)	1

## 9. FOTOBIORREACTORES DE INÓCULO

Estas unidades serán construidas del mismo material que los HRAPs principales, es decir, bloques de hormigón y una cubierta plástica.

Equipamiento	Unidades
Fotobiorreactor de columna (V= 19 L)	3
HRAP (V = 0,26 m <sup>3</sup> )	2
Agitación por rueda de palas con motor de 2 W	1
HRAP (V = 1,29 m <sup>3</sup> )	2
Agitación por rueda de palas con motor de 3 W	1
HRAP (V = 6,06 m <sup>3</sup> )	2
Agitación por rueda de palas con motor de 10 W	1
HRAP (V = 150,45 m <sup>3</sup> )	2
Agitación por rueda de palas con motor de 150 W	1

## 10. POZO DE BOMBEO

Consistirá en un pozo de 3 metros de profundidad y una superficie de 3x4 m<sup>2</sup> construido de hormigón.

Equipamiento	Unidades
Pozo de 3x3x4 m <sup>3</sup>	1
Bomba 80DL52.2 gama DL - DL W/C (Ebara): Potencia 2,2 kW	3

## 11. TUBERÍAS Y ACCESORIOS

La longitud de las tuberías y el número de accesorios son una estimación aproximada de que se espera necesitar.

Tubería/Accesorio	Longitud/ Unidades
PVC (DN 250 mm)	973 m
- Codos 90	13
- Ts	7
- Válvula de compuerta	1
PVC (DN 160 mm)	300 m
- Codos 90	9
- Ts	6
PVC (DN 110 mm)	22,4 m
- Codos 90	32
- Válvulas de compuerta	8
Acero inoxidable (DN 21,3 mm)	69 m
- Codos 90	7
Acero al carbono (DN 10,2 mm)	60 m
- Válvula	1
Acero al carbono (DN 33,7 mm)	880 m
- Válvulas	8

## 12. EQUIPOS DE CONTROL

A continuación, se enumerarán los instrumentos de control que se estiman necesarios en la planta:

Equipamiento	Unidades
Sensor transmisor de pH	10
Sensor indicador de pH	1
Sensor transmisor de nivel	6
Sensor transmisor de flujo	1
Sensor transmisor de turbidez	8
Sensor transmisor de temperatura	1
Alarma de nivel alto	1
Alarma de nivel bajo	2
Indicador y controlador de temperatura	1
Indicador y controlador de caudal	13
Indicador y controlador de pH	10
Controlador lógico programable	1
<b>Actuadores</b>	
Bombas	4
Válvulas automáticas	17

**DOCUMENTO**

**VI:**

**PRESUPUESTO**



## ÍNDICE – PRESUPUESTO

<b>1. INTRODUCCIÓN.....</b>	<b>3</b>
<b>2. PRESUPUESTO DE EJECUCIÓN MATERIAL .....</b>	<b>3</b>
<b>3. PRESUPUESTO DE EJECUCIÓN POR CONTRATA.....</b>	<b>5</b>
<b>4. PRESUPUESTO DE EJECUCIÓN GENERAL .....</b>	<b>6</b>
<b>5. VIABILIDAD DEL PROYECTO .....</b>	<b>6</b>
5.1. COSTE DE MATERIAS PRIMAS.....	7
5.2. COSTE DEL CONSUMO ENERGÉTICO .....	7
5.3. COSTES DE LA MANO DE OBRA .....	8
5.4. COSTES DE OPERACIÓN TOTALES.....	8
5.5. ANÁLISIS ECONÓMICO .....	8

## 1. INTRODUCCIÓN

En este documento se procederá a estimar el presupuesto global de la ejecución del proyecto de “Diseño de una planta para la producción de biofertilizante a partir de *Arthrospira platensis* cultivada en agua residual urbana”.

Se hará un presupuesto de ejecución material, sumando el coste de las unidades y equipos enumerados en el documento de MEDICIONES, a éste se le aplicarán unos factores de estimación factorial y posteriormente se le sumarán los gastos generales, el beneficio industrial y los impuestos, que, en la fecha de entrega del presente TFG, está fijado en un 21%. La suma de todos los términos mencionados constituye el presupuesto de ejecución por contrata.

Después se hará de forma simple un estudio de viabilidad y si el proceso es viable económicamente o no.

## 2. PRESUPUESTO DE EJECUCIÓN MATERIAL

Los costes de los equipos principales se han obtenido a partir de los fabricantes o por comparación con el precio de equipos similares adquiridos en otras plantas usando la Ec.1 para estimación de coste:

$$C_1 = C_0 \cdot \left(\frac{V_1}{V_0}\right)^{0,6} \quad \text{Ec.1}$$

Siendo:

- $C_1$  [€]: El coste de ejecución material del equipo al que queremos estimar el coste.
- $C_0$  [€]: El coste de ejecución material de un equipo conocido.
- $V_1$ : Volumen o capacidad de producción que tendrá nuestro equipo.
- $V_0$ : Volumen o capacidad de producción del equipo conocido.

En algunos casos, ha sido necesario la aplicación de los índices CEPCI (*Chemical Engineering Plant Cost Index*) publicados periódicamente en la revista Chemical Engineering Journal. Éstos se aplican mediante la Ec.2:

$$C_{t1} = C_{t0} \cdot \frac{f_{t1}}{f_{t2}} \quad \text{Ec.2}$$

Se estimará el coste de la planta mediante un método factorial de coste. En la Tabla 2.1 se desglosa el coste de los equipos principales. A la suma de estos costes se le aplicarán los factores mostrados en la Tabla 2.2 mediante la Ec.3:

$$I_F = I_E \cdot \left(1 + \sum f_d\right) \cdot \sum f_i \quad \text{Ec.3}$$

Siendo:

- $I_F$  [€]: Capital inmovilizado instalado, presupuesto de ejecución material.
- $I_E$  [€]: Capital inmovilizado de los equipos que conforman la planta, coste total (Tabla 2.1).
- $f_d$ : Factores directos.
- $f_i$ : Factores indirectos.

EQUIPO	UNIDADES/ DIMENSIONES	COSTE UNITARIO	PRECIO UNIDAD [€]	PRECIO TOTAL [€]
<b>HRAP 5288 m<sup>2</sup></b>	8 (5288 m <sup>2</sup> )	3 €·m <sup>-2</sup>	15864,00	126912,00
<b>Agitador rueda de palas + motor 1,3 kW</b>	8	5198 €	5198,00	41584,00
<b>Parrilla difusora de CO<sub>2</sub></b>	9 (60 m)	6,05 €·m <sup>-1</sup>	363,00	3267,00
<b>Balsa de 4 metros de profundidad y área de 15x14,4 m<sup>2</sup></b>	1 (864 m <sup>3</sup> )	15,57 €·m <sup>-3</sup>	13452,48	13452,48
<b>Rompebóvedas y dosificador modelo ZFP 500/DM (Flow control and Handling S.A.), con tolva de 0,4 m<sup>3</sup></b>	1	47820 €	47820,00	47820,00
<b>Microtamiz de discos Rodisc® (HUBER), de 8 discos y 30µm de luz de paso</b>	1	78968,38 €	78968,38	78968,38
<b>Balsa de 1,5 metros de profundidad y área de 5x7,5 m<sup>2</sup></b>	1 (56,25 m <sup>3</sup> )	15,57 €·m <sup>-3</sup>	875,81	875,81
<b>Reactor de 1,51 metros de diámetro y dos fondos Kloppler</b>	1	13864,20 €	13864,20	13864,20
<b>Aislante de lana de roca 12,11</b>	12,11 m <sup>2</sup>	3,9 €·m <sup>-2</sup>	-	47,23
<b>Módulo de membrana</b>	1	9821,43 €	9821,43	9821,43
<b>Intercambiador de calor de carcasa y tubo (1:2)</b>	1	9854 €	9854,00	9854,00
<b>Placas solares parabólicas de 3,6 m<sup>2</sup></b>	15	731,87 €	731,87	10978,05
<b>Depósito criogénico de almacenamiento de CO<sub>2</sub> Modelo LCC 6V (Lapesa)</b>	1	1421,37 €	1421,37	1421,37
<b>Tanque de hidrolizado: Cisterna horizontal de 35 m<sup>3</sup> (Tapidol S.L.)</b>	1	4950 €	4950,00	4950,00
<b>Pozo de 3 metros de profundidad y área 3x4 m<sup>2</sup></b>	1 (36 m <sup>3</sup> )	15,57 €·m <sup>-3</sup>	560,52	560,52
<b>Conjunto de reactores de inóculo</b>	1238,13 m <sup>2</sup>	3 €·m <sup>-2</sup>	-	3714,39
<b>BOMBAS</b>	<b>Bomba 80DL52.2 gama DL - DL W/C (Ebara)</b>	9	2740 €	2740,00
	<b>Bomba centrífuga multicelular Serie MS-07 (Salvador Escoda S.A.)</b>	1	253,38 €	253,38

AGITADORES	Agitador 1,57 kW ABS RW 200 (Sulzer)	1	816,03	816,03	816,03
	Agitador sumergible ABS XRW 900 (Sulzer)	1	1874,23 €	1874,23	1874,23
	Agitador Industrial Serie VTS (0,37 kW)	1	57,32 €	57,32	57,32
COSTE MATERIAL TOTAL					391320,82 €

Tabla 2.1- Coste material de los equipos

Equipo	Tipo de procesos		
	Fluidos	Fluidos-Sólidos	Sólidos
Equipo principal, coste total de compra	$C_e$	$C_e$	$C_e$
$f_{er}$ Colocación del equipo	0,3	0,5	0,6
$f_p$ Tubería	0,8	0,6	0,2
$f_i$ Instrumentación y control	0,3	0,3	0,2
$f_{el}$ Eléctrico	0,2	0,2	0,15
$f_c$ Civil	0,3	0,3	0,2
$f_s$ Estructuras y edificios	0,2	0,2	0,1
$f_l$ Aislamiento térmico y pintura	0,1	0,1	0,05
Coste ISBL, $C = \sum C_e \times$	3,3	3,2	2,5
Externos (OS)	0,3	0,4	0,4
Diseño e ingeniería (D&E)	0,3	0,25	0,2
Contingencia (X)	0,1	0,1	0,1
Coste total de capital fijo $C_{FC} = C(1 + OS)(1 + D\&E + X)$			
$= C \times$	1,82	1,89	1,82
$= \sum C_e \times$	6,00	6,05	4,55

Tabla 2.2 – Valores medios de los factores para estimación factorial de costes (Fuente: Diseño en Ingeniería Química, Sinnott)

Conocido el coste total de adquisición de los equipos y la suma de los factores directos e indirectos podremos calcular la Ec.3:

$$I_F = 391320,82 \cdot (1 + 2,2) \cdot 0,7 = 903951,10 \text{ €}$$

Queda estimado el presupuesto de ejecución material para la ejecución de una planta para la producción de biofertilizante a partir de *Arthorspira platensis* cultivada en agua residual urbana como NOVECIENTOS TRES MIL NOVECIENTOS CINCUENTA Y UN EUROS CON DIEZ CÉNTIMOS.

### 3. PRESUPUESTO DE EJECUCIÓN POR CONTRATA

Según el Reglamento general de contratación del Estado, modificado según el RD 1098/2001 el presupuesto de ejecución para contrato se obtiene incrementando el de ejecución material en los siguientes conceptos:

- Gastos generales de estructuras (GGE): inciden sobre el contrato y en este caso se fijará como un 13%.
- Beneficio industrial: Se fija en un 6%.

En la Tabla 3.1 se estima el valor del PEC:

CONCEPTO	PRESUPUESTO [€]
PEM	903951,10
GGE	117513,64
BI	54237,07
PEC	1075701,81

Tabla 3.1 – Cálculo del presupuesto de ejecución por contrata

Se estima entonces que el presupuesto de ejecución por contrata de la ejecución de una planta para la producción de biofertilizante a partir de *Arthorspira platensis* cultivada en agua residual urbana como UN MILLÓN SETENTA Y CINCO MIL SETECIENTOS UN EUROS CON OCHENTA Y UN CENTIMOS.

## 4. PRESUPUESTO DE EJECUCIÓN GENERAL

Por último, se le aplica al PEC los impuestos de IVA y se obtiene una estimación del presupuesto de ejecución general (PEG):

CONCEPTO	PRESUPUESTO [€]
PEC	1075701,81
IVA (21%)	225897,37
PEG	1301599,20

Tabla 4.1 – Presupuesto de ejecución general

Queda definido entonces que el presupuesto de ejecución general para la ejecución de una planta para la producción de biofertilizante a partir de *Arthorspira platensis* cultivada en agua residual urbana con un valor aproximado de UN MILLÓN TRESCIENTOS UN MIL QUINIENTOS NOVENTA Y NUEVE EUROS CON VEINTE CÉNTIMOS.

## 5. VIABILIDAD DEL PROYECTO

Uno de los objetivos de este TFG es el de estimar si el proyecto es viable económicamente. Para ello, en primer lugar, estimaremos el capital circulante que depende de las materias primas, la energía consumida y los costes de mantenimiento y explotación.

Una vez conocido cuánto son los costes anuales de producir el hidrolizado de biomasa se calcularán parámetros de evaluación de proyectos como el VAN y el TIR.

## 5.1. COSTE DE MATERIAS PRIMAS

En la Tabla 5.1 se desglosan los costes anuales de las materias primas necesarias para llevar a cabo el proceso.

MATERIA PRIMA	NECESIDAD [kg·día <sup>-1</sup> ]	PRECIO [€·kg <sup>-1</sup> ]	COSTE [€·año <sup>-1</sup> ]
CO <sub>2</sub>	559,450	1,90	387978,63
NaHCO <sub>3</sub>	186,915	0,29	19784,98
	[U/día]	[€·U <sup>-1</sup> ]	
Enzima	608725,6	1,945·10 <sup>-4</sup>	43214,96
<b>TOTAL</b>			<b>450978,56</b>

Tabla 5.1 – Costes de las materias primas

## 5.2. COSTE DEL CONSUMO ENERGÉTICO

En este apartado se estimará el coste del consumo energético anual de la planta. Se ha establecido el precio de la electricidad como el correspondiente a junio de 2017, o sea, 0,117 €·kWh<sup>-1</sup>.

EQUIPO	UNIDADES	POTENCIA [kW]	HORAS DE SERVICIO [h·día <sup>-1</sup> ]	COSTE [€·año <sup>-1</sup> ]
Rueda de palas	8	1,3	24	10659,17
Bomba 80DL52.2 gama DL - DL W/C (Ebara)	9	2,2	9	7610,03
Bomba centrífuga multicelular Serie MS-07 (Salvador Escoda S.A.)	1	0,522	9	200,62
Agitador 1,57 kW ABS RW 200 (Sulzer)	1	1,57	9	603,42
Agitador sumergible ABS XRW 900 (Sulzer)	1	11	9	4227,80
Agitador Industrial Serie VTS	1	0,5	9	192,17
Microtamiz de discos Rodisc® (HUBER)	1	3	9	1153,04
Rompebóvedas y dosificador modelo ZFP 500/DM (Flow control and Handling S.A.)	1	0,12	24	122,99
Ruedas inóculo	-	0,172	24	176,09
<b>TOTAL COSTE ENERGÉTICO</b>				<b>24945,33</b>

Tabla 5.2 – Costes derivados del consumo energético

Los costes calculados en la Tabla 5.2 se pueden ver notablemente reducido en aquellas épocas en las que la irradiancia solar sea mayor, acoplando una turbina con generador eléctrico al circuito calefactor de colectores solares, esto no se ha contemplado en el alcance del proyecto.

### 5.3. COSTES DE LA MANO DE OBRA

Se estima que, entre mantenimiento, administración, dirección, laboratorio, etc. Habrá unos costes variables de asociados a la labor de los trabajadores de 132.600 € (Tabla 5.3), esto es meramente orientativo.

LABOR	UNIDADES	COSTE [€·año <sup>-1</sup> ]	COSTE [€·año <sup>-1</sup> ]
Dirección	1	36000	36000
Administración	2	13200	26400
Operarios	3	10200	30600
Técnico de laboratorio	1	16800	16800
Ingeniero	1	22800	22800
TOTAL COSTES DE LABOR [€·año <sup>-1</sup> ]			132600

Tabla 5.3 – Costes derivados de la labor de los empleados

### 5.4. COSTES DE OPERACIÓN TOTALES

Para terminar, se suman todos los costes variables (Tabla 5.4):

CONCEPTO	COSTE [€·año <sup>-1</sup> ]
Materias primas	450978,56
Energía	24945,33
Labor	132600,00
TOTAL COSTES DE OPERACIÓN	608523,88

Tabla 5.4 - Desglose de los costes de operación y costes de operación totales

### 5.5. ANÁLISIS ECONÓMICO

La planta diseñada en el presente proyecto producirá 1217,09 kg·día<sup>-1</sup>, al año se producirán 444,24 toneladas de un hidrolizado de aminoácidos al 1,47% de concentración de aminoácidos libres.

Tomaremos como vida del proyecto 20 años y que al final del no habrá valor residual.

La tasa de impuestos será del 25%, de acuerdo a la Ley 27/2014, de 27 de noviembre, del Impuesto sobre Sociedades.

Supondremos que no se pedirá ningún préstamo o subvención y que todos los costes de instalación se realizan en el año 0.

Antes de calcular los rendimientos netos de cada periodo hay que calcular los beneficios por ventas y la dotación de la amortización.

### 5.5.1. CÁLCULO DOTACIÓN DE LA AMORTIZACIÓN

El coeficiente máximo de amortización se toma del Real Decreto 1777/2004, de 30 de julio, por el que se aprueba el Reglamento del Impuesto sobre Sociedades. Concretamente de la división 1 agrupación 16 del ANEXO de este RD. Aunque no estrictamente una planta de depuración de aguas residuales podremos tomar el coeficiente lineal máximo y el periodo máximo de una instalación de filtraje (Tabla 5.5): 7% y 30 años, respectivamente.

AGrupación 16. CAPTACIÓN, DEPURACIÓN Y DISTRIBUCIÓN DE AGUA		
	Coeficiente lineal máximo — Porcentaje	Periodo máximo — Años
1. Obras hidráulicas:		
Obra civil .....	3	68
Equipamiento electromecánico .....	5	40
2. Depósitos y tanques .....	4	50
3. Red de distribución .....	6	34
4. Instalaciones elevadoras .....	10	20
5. Instalaciones de filtraje .....	7	30
6. Instalaciones depuradoras por cloración .....	10	20
7. Instalaciones complementarias mecánicas y eléctricas .....	6	34

Tabla 5.5 – Coeficiente lineal máximo y periodo máximo en instalaciones de depuración de agua

Conocidos estos datos podemos calcular la dotación de amortización (Tabla 5.6):

<b>Capital amortizable</b>	1.301.599 €
<b>Coeficiente máximo</b>	7%
<b>Dotación máxima</b>	91.112 €
<b>Años mínimos</b>	14,3
<b>Años de amortización</b>	15
<b>Dotación amortización</b>	86.773 €

Tabla 5.6 – Cálculo de la dotación de amortización

Tendremos una dotación de 86.773 € durante 15 años.

### 5.5.2. BENEFICIOS POR VENTAS

Para empezar, la regeneración del agua nos generará unos beneficios adicionales. Las cuotas se han estimado a partir de las establecidas en el Boletín Oficial de Málaga del 17 de diciembre de 2009, en éste se establece la cuota fija de suministro de agua regenerada (0,024 €·m<sup>-3</sup> contratados) y la cuota variable (0,0641 €·m<sup>-3</sup> recibidos). Se han tomado estas cuotas y que el abastecimiento de agua regenerada es íntegro, o sea, un caudal de 1515,86 m<sup>3</sup>·día<sup>-1</sup>.

Las ventas de aguas regeneradas aportan un beneficio anual de 36.793,76 €.



Por otro lado, se produce un caudal de  $1,22 \text{ m}^3 \cdot \text{día}^{-1}$  de un hidrolizado de aminoácidos al 1,47% en peso. En el mercado este tipo de productos se vende en lotes de 1L, 5L, 20 L y hasta 1000 L, por un precio de, lo más barato,  $7,64 \text{ €} \cdot \text{L}^{-1}$ .

Hay que decir, que el concentrado de estos hidrolizados ronda entre el 2,2% y el 5,7% en peso de aminoácidos libres, por lo que el nuestro, al ser de una calidad más baja, se deberá vender más barato para competir en el mercado.

Se decide comercializar, en primer momento, por  $2,5 \text{ €} \cdot \text{L}^{-1}$ , si no fuera rentable se podría subir el precio hasta incluso  $5 \text{ €} \cdot \text{L}^{-1}$ , pero se decide ese precio para poder establecerse en el mercado.

Dado el caudal y el precio unitario se estiman unos beneficios anuales derivados de las ventas de biofertilizante de 1.110.924,36 €.

En total, los beneficios producidos en la planta son:  $1.147.718,08 \text{ €} \cdot \text{año}^{-1}$ .

### **5.5.3. CÁLCULO DEL FONDO DE MANIOBRA**

El fondo de maniobra también formará parte del proceso de cálculo del rendimiento neto.

Se calcula como el gasto medio diario por el periodo medio de maduración.

El gasto medio diario es el coste total entre los días que se trabaja, resulta  $1.667,19 \text{ €} \cdot \text{día}^{-1}$ .

El periodo medio de maduración es lo que tarda una unidad monetaria en convertirse en líquida se estima como la suma de los días de almacenamiento/transporte de materias primas (15 días), más el periodo de venta (15 días), más el periodo de pago por los clientes (30 días) y el tiempo que dura el proceso, que se tomará como el tiempo de residencia de los HRAPs más el del resto de unidades, 8 días.

En total, el periodo medio de maduración es de 68 días.

El fondo de maniobra es, por tanto, 113.368,83 €.

### **5.5.4. CÁLCULO DEL RENDIMIENTO NETO**

Se calcularán los rendimientos netos a lo largo de los 20 años que se ha previsto que dure la planta, de la forma mostrada en la Tabla 5.7:

Años	Cada uno de los años	Hasta 20
<b>Ventas</b>	+ 1.147.718,08 €	Cte.
<b>Costes totales</b>	- 608.524 €	Cte.
<b>Dotación amortización</b>	- 86.773 €	Durante 15 años
<b>BAT (Beneficio antes de impuestos)</b>	Sumas anteriores	
<b>Impuestos</b>	BATx0,25	
<b>BN (Beneficio neto)</b>	BAT-impuestos	
<b>Dotación amortización</b>	+ 86.773 €	Durante 15 años
<b>Desembolso</b>	- 1.301.599 €	PEG sólo año 0
<b>Fondo maniobra</b>	- 113.369 €	Cte.
<b>Rendimiento neto</b>	Suma todo	

Tabla 5.7 – Forma de calcular el rendimiento neto

Los rendimientos netos se calcula que serán de 312.720 € los 15 primeros años (cuando se resta la amortización) y de 291.027 € los 5 últimos.

### 5.5.5. ANÁLISIS DE VIABILIDAD

En la se han determinado algunos parámetros para analizar la rentabilidad de un proyecto:

<b>VAN (k=10%)</b>	619.931 €
<b>TIR</b>	20%
<b>TMR</b>	12%
<b>RBC</b>	0,4763
<b>Plazo de recuperación [años]</b>	4,16

Tabla 5.8 – Parámetros para evaluar el proyecto económicamente

Realmente, estos valores por si solos solo dan una idea de lo buena que será la inversión.

El VAN (Valor actual neto), calcula el valor de los flujos de caja que genera una versión. Se ha tomado como tasa de descuento 10%.

El TIR (Tasa Interna de Rentabilidad) es el valor de la tasa de descuento que hace nula al VAN. Este parámetro nos da una idea más sólida de si merece la pena invertir en un proyecto o no, en este caso ha salido un valor bastante alto, 20%, por lo que sería un proyecto rentable. Además, la tasa de recuperación de la inversión es de 4,16 años, muy corta dada la vida estimada para la planta (20 años).

Los otros dos parámetros son el Tanto Medio de Rentabilidad (TMR) y la Relación Beneficio-Coste (RBC), mayores son mejor será la rentabilidad del proyecto.

Basándonos sobre todo en el TIR y el plazo de recuperación podemos decir que el proceso es rentable, por tanto, viable económicamente.

**DOCUMENTO**

**VII:**

**ESTUDIO BÁSICO**

**DE SEGURIDAD Y**

**SALUD**

## ÍNDICE – ESTUDIO BÁSICO DE SEGURIDAD Y SALUD

<b>1</b>	<b>INTRODUCCIÓN.....</b>	<b>3</b>
<b>2</b>	<b>OBJETO DEL E.S.S. ....</b>	<b>3</b>
<b>3</b>	<b>DESCRIPCIÓN DEL EMPLAZAMIENTO Y FASES DE LA OBRA .....</b>	<b>4</b>
<b>4</b>	<b>INSTALACIONES PROVISIONALES Y ASISTENCIA SANITARIA .....</b>	<b>4</b>
<b>5</b>	<b>MAQUINARIA DE OBRA.....</b>	<b>5</b>
<b>6</b>	<b>MEDIOS AUXILIARES.....</b>	<b>6</b>
<b>7</b>	<b>RIESGOS LABORALES COMPLETAMENTE EVITABLES.....</b>	<b>6</b>
<b>8</b>	<b>RIESGOS LABORALES NO ELIMINABLES COMPLETAMENTE.....</b>	<b>6</b>
8.1	TODA LA OBRA .....	7
8.2	FASE DE MOVIMIENTO DE TIERRAS.....	7
8.3	FASE DE CIMENTACIÓN Y ESTRUCTURAS.....	8
8.4	FASE DE ALBAÑILERÍA Y MONTAJE DE EQUIPOS .....	9
8.5	FASE DE ACABADO .....	10
8.6	FASE DE INSTALACIÓN .....	10
<b>9</b>	<b>RIESGOS LABORALES ESPECIALES.....</b>	<b>11</b>
<b>10</b>	<b>PREVISIONES PARA TRABAJOS FUTUROS .....</b>	<b>12</b>
<b>11</b>	<b>NORMATIVA DE SEGURIDAD Y SALUD APLICABLE A LA OBRA .....</b>	<b>12</b>
11.1	GENERAL .....	12
11.2	NORMATIVA APLICADA A LOS EPIs .....	13
11.3	NORMATIVA APLICABLE A LOS EQUIPOS DE OBRA.....	13
11.4	RIESGO BIOLÓGICO.....	13

## 1 INTRODUCCIÓN

El presente Estudio Básico de Seguridad y Salud está redactado para dar cumplimiento al Real Decreto 1627/1997 de 24 de octubre, por el que se establecen disposiciones mínimas de seguridad y salud en las obras de construcción, en el marco de la Ley 31/1995 de 8 de noviembre, de Prevención de Riesgos Laborales.

Su autor es Manuel Domínguez Gómez, y la elaboración de estudio de seguridad y salud ha sido motivada por el Trabajo de Fin de Grado, del grado en Ingeniería Química por la Universidad de Cádiz, en el que se refleja el “Diseño de una planta para la producción de biofertilizante a partir de *Arthrospira platensis* cultivada en agua residual urbana”.

De acuerdo con el artículo 3 del R.D. 1627/1997, si en la obra interviene más de una empresa, o una empresa y trabajadores autónomos, o más de un trabajador autónomo, el promotor deberá designar un coordinador en materia de seguridad y salud durante la ejecución de la obra. Esta designación deberá ser objeto de un contrato expreso.

De acuerdo con el artículo 7 del citado Real Decreto, el objetivo del Estudio Básico de Seguridad y Salud es servir de base para que el contratista elabore el correspondiente Plan de Seguridad y Salud en el Trabajo, en el que se analizarán, estudiarán, desarrollarán y complementarán las previsiones contenidas en este documento, en función de su propio sistema de ejecución de la obra.

Este documento, además de ser un análisis sobre los posibles riesgos existentes en materia de seguridad e higiene que presentan las condiciones de trabajo, sirve de base para que las empresas que intervengan en la ejecución de la obra civil de este proyecto lleven a cabo su trabajo en las condiciones más óptimas de seguridad.

El conocimiento de los principales riesgos existentes en el trabajo y el cumplimiento de las medidas requeridas para la prevención de posibles accidentes, mejora las condiciones para alcanzar un mayor nivel de seguridad en el mantenimiento de la salud de los trabajadores, la vida de éstos y su integridad física.

## 2 OBJETO DEL E.S.S.

De acuerdo al artículo 6 del RD 1627/97, el estudio básico de seguridad y salud deberá precisar normas de seguridad y salud aplicables a la obra, identificar los riesgos que puedan ser evitados e indicar las medidas técnicas necesarias para ello.

El principal motivo de la realización un estudio básico de Seguridad y Salud es facilitar la elaboración del Plan de Seguridad y Salud en el Trabajo al promotor, ya que éste estará obligado a la redacción de

un estudio de Seguridad y Salud en Proyectos de obras en los que se den alguno de los supuestos siguientes:

- Presupuesto de ejecución por contrata incluido en el Proyecto igual o superior a 450.759 €, incluyendo el IVA.
- Duración estimada superior a 30 días laborables, empleándose en algún momento a más de 20 trabajadores simultáneamente.
- Volumen de mano de obra estimada, entendiéndose por tal la suma de los días de trabajo del total de los trabajadores en la obra sea superior a 500.
- Obras de túneles, galerías, conducciones subterráneas y presas.

En este proyecto ocurren algunos de estos supuestos por lo que será obligatoria la elaboración de un Plan de Seguridad y Salud en el Trabajo, para agilizar la elaboración de éste se decide preparar el Estudio Básico de Seguridad y Salud.

### **3 DESCRIPCIÓN DEL EMPLAZAMIENTO Y FASES DE LA OBRA**

El emplazamiento, definido en la memoria de este proyecto, es conocido, los terrenos colindantes a la EDAR de Medina sidonia. Éstos requieren de una obra de cimentación completa, ya que actualmente todo es campo. La planta para la producción de biofertilizante a partir de *Arthrospira platensis* cultivada en agua residual urbana es a escala industrial por lo que se llevará a cabo la construcción íntegra de los requerimientos.

La obra, por tanto, constará de:

- Movimiento de tierras.
- Cimentación y estructuras.
- Albañilería y montaje de equipos.
- Acabados.
- Instalaciones.

### **4 INSTALACIONES PROVISIONALES Y ASISTENCIA SANITARIA**

En base al apartado 15 del Anexo 4 del Real Decreto 1627/97, la obra dispondrá de los servicios higiénicos–sanitarios que se indican a continuación:

- Vestuarios con asientos y taquillas individuales, provistas de llave.

- Lavabos con agua fría, agua caliente y espejo.
- Duchas con agua fría y caliente.
- Retretes.

Estos servicios estarán en un par de habitáculos dentro del establecimiento. El motivo de construir dos habitáculos es para la comodidad de los trabajadores de distinto sexo y su uso simultáneo.

Además, de acuerdo con el apartado 3 del Anexo VI del R.D. 486/97, la obra dispondrá del material de primeros auxilios, indicado en la Tabla 1, en la que, también se incluye la identificación y las distancias a los centros de asistencia sanitaria más cercanos:

<b>PRIMEROS AUXILIOS Y ASISTENCIA SANITARIA</b>			
<b>NIVEL DE ASISTENCIA</b>	<b>NOMBRE</b>	<b>UBICACIÓN</b>	<b>DISTANCIA APROXIMADA (Km)</b>
<b>Primeros auxilios</b>	Botiquín portátil	En la obra	0
<b>Asistencia primaria (Urgencias)</b>	Centro de Salud Medina Sidonia	Medina Sidonia	4
<b>Asistencia especializada</b>	Hospital Universitario Puerto Real	Puerto Real	30

**Tabla 1 – Primeros auxilios y asistencia sanitaria**

De acuerdo al apartado A14 del anexo IV del RD 1627/97, se responsabiliza al empresario de garantizar los primeros auxilios a los trabajadores además de personal con formación para dar asistencia.

## **5 MAQUINARIA DE OBRA**

La maquinaria que se prevé emplear en la ejecución de la obra es:

- Grúas-torre.
- Maquinaria para movimientos de tierras.
- Hormigoneras.
- Camiones.
- Pequeña maquinaria y equipos.
- Otras.

Los operarios encargados de la obra deberán llevar los equipos de protección individual (EPIs) necesarios para utilizar la distinta maquinaria disponible y siguiendo las medidas de seguridad aportadas por el fabricante y establecidas en este estudio básico de Seguridad y Salud.

## 6 MEDIOS AUXILIARES

A continuación, se enumeran los principales medios auxiliares que van a ser empleados en la obra y sus características más importantes:

- **Andamios:** Deben someterse a una prueba de carga previa. Se debe asegurar la correcta colocación de los pestillos de seguridad de los ganchos. Los pescantes serán preferiblemente metálicos. Los cabrestantes se revisarán trimestralmente. Correcta disposición de barandilla de seguridad, barra intermedia y rodapié. Obligatoriedad permanente del uso de cinturón de seguridad para los trabajadores.
- **Escaleras de mano:** Con zapatas antideslizantes. Deben sobrepasar en 1 metro la altura a salvar. Se debe establecer una separación de la pared en la base en relación a la altura total.
- **Instalación eléctrica:** Cuadro general en caja estanca con doble aislamiento, situado a una altura mayor a un metro. Interruptores diferenciales de 0,3 A en líneas de máquinas. Interruptores diferenciales de 0,03 A en líneas de alumbrado a tensión mayor de 24 V.

## 7 RIESGOS LABORALES COMPLETAMENTE EVITABLES

Para evitar los riesgos laborales “evitables” se adoptarán medidas técnicas. Entre estos riesgos y sus medidas adoptadas, se incluyen:

- Derivados de la rotura de las instalaciones existentes: Se va a neutralizar las instalaciones existentes que no tengan utilidad definida.
- Presencia de líneas eléctricas de alta tensión aéreas o subterráneas: Se cortará el suministro y se instalará la conexión a tierra.

## 8 RIESGOS LABORALES NO ELIMINABLES COMPLETAMENTE

En este caso, se muestra la identificación de los riesgos laborales que no pueden ser completamente evitados, y las medidas preventivas y protecciones técnicas que deberán adoptarse para el control y la reducción de este tipo de riesgos. En primer lugar, haremos referencia a aspectos generales que afectan a toda la obra, y luego, el resto de aspectos específicos para cada una de las fases en las que la obra puede dividirse:



## 8.1 TODA LA OBRA

- Caídas de operarios al mismo o a distinto nivel.
- Caídas de objetos sobre operarios.
- Choques o golpes contra objetos.
- Fuertes vientos.
- Contactos eléctricos directos e indirectos.
- Cuerpos extraños en los ojos.
- Sobreesfuerzos.

Para disminuir estos riesgos se tomarán las siguientes medidas preventivas y protecciones colectivas:

- Orden y limpieza de las vías de circulación de la obra.
- Orden y limpieza de los lugares de trabajo.
- Recubrimiento, o distancia de seguridad (1m) a líneas eléctricas de B.T.
- Iluminación adecuada y suficiente (alumbrado de obra).
- No permanecer en el radio de acción de las máquinas.
- Puesta a tierra en cuadros, masas y máquinas sin doble aislamiento.
- Señalización de la obra (señales y carteles).
- Extintor de polvo seco, de eficacia 21A - 113B.
- Evacuación de escombros.
- Cursos y charlas de formación.
- Grúa parada y en posición veleta con fuerte viento y al terminar la jornada.

Utilizándose los equipos de protección individual (EPIs) que se indican a continuación:

- Cascos de seguridad.
- Calzado protector.
- Ropa de trabajo.
- Gafas de seguridad.

## 8.2 FASE DE MOVIMIENTO DE TIERRAS

Se identifican los siguientes riesgos específicos:

- Desplomes, hundimientos y desprendimientos del terreno.
- Atropellos, colisiones, vuelcos y falsas maniobras de máquinas.
- Ruidos.
- Vibraciones.
- Interferencia con instalaciones enterradas.

- Electrocutaciones.
- Ambiente pulvígeno.
- Condiciones meteorológicas adversas.

Las medidas preventivas y protecciones colectivas que se sugieren son:

- Observación y vigilancia del terreno.
- Achique de aguas.
- Separación de tránsito de vehículos y operarios.
- Pasos o pasarelas.
- Acotar las zonas de acción de las máquinas.

Y los EPI's necesarios, además de los sugeridos en la realización de toda la fase:

- Guantes de cuero o goma.
- Protectores de oídos.
- Botas de seguridad.

## 8.3 FASE DE CIMENTACIÓN Y ESTRUCTURAS

Encontramos los siguientes riesgos específicos:

- Caídas de operarios.
- Caídas de materiales.
- Ambiente pulvígeno.
- Atrapamientos y aplastamientos.
- Atropellos, colisiones y vuelcos.
- Vibraciones.
- Lesiones y cortes en manos, brazos, piernas y pies.
- Dermatitis.
- Ruidos.
- Quemaduras producidas por soldaduras.
- Radiaciones y derivados de soldaduras.
- Electrocutaciones.

Las medidas preventivas y de protección colectivas:

- Pasarelas.
- Separación de tránsito de vehículos y operarios.
- Andamios y plataformas para encofrados.
- Observación y vigilancia de los edificios colindantes.

- Cabinas o pórticos de seguridad en máquinas.
- Achique de aguas.
- Escaleras peldañeadas y protegidas, y escaleras de mano.

Y los EPIs adicionales a los que deben usarse en todas las fases son:

- Guantes de cuero o goma.
- Pantallas faciales, guantes, etc. con fin de soldar.
- Cinturones y arneses de seguridad.
- Protector de oídos.
- Botas de seguridad.

## 8.4 FASE DE ALBAÑILERÍA Y MONTAJE DE EQUIPOS

Se tendrán presente los siguientes riesgos específicos:

- Caída de operarios o de materiales.
- Lesiones y cortes en las extremidades.
- Vientos fuertes.
- Golpes o cortes con herramientas.
- Dermatitis por contacto con hormigones, morteros y otros materiales.
- Electrocutaciones.
- Inhalación de sustancias tóxicas.
- Quemaduras producidas por soldadura de materiales.
- Proyecciones de partículas al cortar materiales.
- Derrame de productos.

Las medidas preventivas frente a estos riesgos son:

- Redes verticales perimetrales (correcta colocación y estado).
- Señalizar obstáculos.
- Barandillas rígidas y resistentes (con listón intermedio y rodapié).
- Acopio adecuado de materiales.
- Redes de seguridad (interiores y/o exteriores).
- Apuntalamientos y apeos.
- Evitar trabajos superpuestos.
- Paralización de los trabajos en condiciones meteorológicas adversas.

Los EPIs adicionales a los mencionados para toda la obra son los siguientes:

- Guantes de cuero o goma y botas de seguridad.

- Cinturones y arneses de seguridad.
- Cables fiadores y mástiles.

## 8.5 FASE DE ACABADO

Se tendrán presente los siguientes riesgos específicos:

- Lesiones y cortes en extremidades.
- Dermatitis por contacto con materiales.
- Caídas de operarios y materiales.
- Incendio por almacenamiento de materiales combustibles.
- Electrocutión.
- Inhalación de sustancias tóxicas.
- Deflagraciones, explosiones e incendios.
- Quemaduras.
- Atrapamientos con o entre herramientas u objetos.
- Ambiente pulvígeno.

Las medidas preventivas y de protección colectivas que se deben tomar ante estos riesgos son:

- Barandillas.
- Ventilación adecuada y suficiente.
- Almacenamiento correcto de materiales.
- Plataforma de carga y descarga del material.
- Evitar focos de inflamación.
- Andamios.

Los EPIs adicionales que se deben llevar en esta fase son:

- Guantes de cuero o goma.
- Cinturones y arneses de seguridad.
- Equipos autónomos de respiración.
- Mascarilla filtrante.
- Botas de seguridad.

## 8.6 FASE DE INSTALACIÓN

Se tendrán presente los siguientes riesgos específicos:

- Lesiones y cortes en las extremidades.

- Dermatitis por contacto con materiales.
- Inhalación de sustancias tóxicas.
- Quemaduras.
- Golpes y aplastamientos de pies.
- Electrocuciiones.
- Incendio por almacenamiento de materiales combustibles.
- Contactos eléctricos directos e indirectos.

Las medidas preventivas y de protección colectivas que debemos tomar son:

- Realizar las conexiones eléctricas sin tensión.
- Ventilación adecuada y suficiente (natural o forzada).

Los EPIs adicionales que se deben llevar en esta fase son:

- Guantes de cuero o goma.
- Mascarilla filtrante.
- Botas de goma.

## 9 RIESGOS LABORALES ESPECIALES

En esta parte del documento se relacionan aquellos trabajos que, siendo necesarios para el desarrollo de la obra definida en el trabajo de fin de grado, implican riesgos especiales para la seguridad y la salud de los trabajadores, y están por ellos incluidos en el Anexo II del RD 1627/97. También se indican las medidas específicas que deben adoptarse para controlar y reducir los riesgos derivados de este tipo de trabajo:

- Trabajos que requieren el montaje y desmontaje de elementos prefabricados pesados: Se extremará las precauciones al utilizar la maquinaria que permita realizar el trabajo señalando y limitando un área donde sólo puedan entrar el personal habilitado.
- Trabajos en los que la exposición a agentes químicos o biológicos suponga un riesgo de especial gravedad, o para los que la vigilancia específica de la salud de los trabajadores sea legalmente exigible. Los obreros que ejecuten las instalaciones estarán en una zona cercana a los lugares de almacenamiento de residuos, lo que supone un peligro biológico ante posibles infecciones. Las medidas específicas serán aquellas que aislen a los trabajadores de las zonas con residuos y materiales con contaminantes biológicos.
- Zonas eléctricas de alta tensión: Deben estar debidamente señaladas además de constar con un perímetro de seguridad que debe ser respetado en todo momento por los trabajadores.
- Se debe tener especial cuidado en aquellas actividades que requieran el uso de explosivos o agentes químicos delicados.

## 10 PREVISIONES PARA TRABAJOS FUTUROS

En el Proyecto de Ejecución a que se refiere este Estudio Básico de Seguridad y Salud se han especificado una serie de elementos que han sido previstos para facilitar las futuras labores de mantenimiento y reparación de los equipos en condiciones de seguridad y salud, y que una vez colocados, también servirán para la seguridad durante el desarrollo de las obras.

Entre estos elementos tenemos ganchos de servicio, elementos de acceso a cubierta, bocas de hombre y pasarelas.

## 11 NORMATIVA DE SEGURIDAD Y SALUD APLICABLE A LA OBRA

Se aplicará la citada legislación vigente:

### 11.1 GENERAL

- Ley de Prevención de Riesgos Laborales (Ley 31/1995).
- Reglamento de los Servicios de Prevención (RD 39/1997).
- Disposiciones mínimas de seguridad y salud en obras de construcción (RD 1627/1997).
- Disposiciones mínimas en materia de señalización de seguridad y salud (RD 485/1997).
- Modelo de libro de incidencias (Orden 20-09-86).
- Modelo de notificación de accidentes de trabajo (Orden 16-12-87).
- Reglamento Seguridad e Higiene en el Trabajo de la Constitución (Orden 20-05-52).
  - Modificación (Orden 19-12-53).
  - Complementario (Orden 02-09-66).
- Cuadro de enfermedades profesionales (RD 1299/2006).
- Ordenanza general de seguridad e higiene en el trabajo (Orden 09-03-71).
  - Corrección de errores. (derogados Títulos I y II. Título I: cap.: I a V, VII, XIII).
- Ordenanza trabajo industrias construcción, vidrio y cerámica (Orden 28-08-79).
- Señalización y otras medidas en obras fijas en vías fuera de poblaciones (Orden 31-08-87).
- Protección de riesgos derivados de exposición a ruidos (RD 286/2006).
- Disposiciones mínima seguridad y salud sobre manipulación manual de cargas (RD 487/97).
- Reglamento sobre trabajos con riesgo de amianto (Orden 31-10-84).
- Estatuto de los trabajadores (RD 1/1995).

## 11.2 NORMATIVA APLICADA A LOS EPIs

- Condiciones comerciales y libre circulación de EPI (RD 1407/92).
- Disposiciones mínimas de seguridad y salud de equipos de protección individual (RD 773/1997).
- EPI contra caída de altura. Dispositivo de descenso (EN 341:2011).
- Requisitos y métodos de ensayo: calzado/seguridad/protección/trabajo. (UNE-EN ISO 20344:2012).
- Especificaciones calzado seguridad uso profesional (UNE-EN ISO 20346:2014).
- Especificaciones calzado protección uso profesional (UNE-EN ISO 20346:2014).
- Equipo de protección personal. Calzado de trabajo. (UNE-EN ISO 20347:2013).

## 11.3 NORMATIVA APLICABLE A LOS EQUIPOS DE OBRA

- Disp. mín. de seg. y salud para utilización de los equipos de trabajo (RD 1215/97).
- MIE-BT-028 del Reglamento Electrotécnico de Baja Tensión (Orden 31-10-73).
- ITC MIE-AEM 3 Carretillas automotoras de manutención (Orden 26-05-89).
- Reglamento de aparatos elevadores para obras (Orden 23-05-77).
- Reglamento Seguridad en las Máquinas (RD 1849/00).
- Requisitos de seguridad y salud en máquinas (RD 1644/08).
- ITC-MIE-AEM2. Grúas-Torre desmontables para obra (Orden 28-06-88).
- ITC-MIE-AEM4. Grúas móviles autopropulsadas usadas (RD 837/2003).

## 11.4 RIESGO BIOLÓGICO

Con el objetivo de satisfacer las restricciones del Real Decreto 664/1997 sobre la protección de los trabajadores contra los riesgos relacionados con la exposición a agentes biológicos durante el trabajo se debe de tener en cuenta la existencia de peligros biológicos en dos fases diferenciadas: Excavación y movimiento de tierras, y el arranque de los fotobiorreactores.

El riesgo biológico se debe a una exposición no controlada a agentes biológicos o a sus productos derivados (endotoxinas, micotoxinas, compuestos orgánicos volátiles de origen microbiano, etc.). Los agentes biológicos pueden estar presentes en todos los ambientes laborales. Algunos son responsables de infecciones, efectos alérgicos, tóxicos y cancerígenos. Por tanto, el riesgo biológico debe ser evaluado y controlado para salvaguardar la seguridad y salud del trabajador.

Siguiendo el RD 664/1997, se considerará el nivel de seguridad número 1, y, por lo tanto, se deberá avisar del peligro biológico mediante señalizaciones. Este nivel se define como aquel que resulta poco probable que cause una enfermedad en el hombre.

A pesar de todo, para evitar cualquier alteración se deberá avisar del peligro biológico mediante señalizaciones. Además, se deberán tener en cuenta algunas medidas más, como las que se indican a continuación:

- Se usarán guantes protectores apropiados para todos los procedimientos que puedan entrañar contacto directo o accidental con sangre, líquidos corporales y otros materiales potencialmente infecciosos o animales infectados. Una vez utilizados, los guantes se retirarán de forma aséptica y a continuación se lavarán las manos.
- El personal deberá lavarse las manos después de manipular materiales y animales infecciosos, así como antes de abandonar las zonas de trabajo del laboratorio.
- Se usarán gafas de seguridad, viseras u otros dispositivos de protección cuando sea necesario proteger los ojos y el rostro de salpicaduras, impactos y fuentes de radiación ultravioleta artificial.
- Estará prohibido usar las prendas protectoras fuera de la planta, por ejemplo, en cantinas, cafeterías, oficinas, bibliotecas, salas para el personal y baños. No se usará calzado sin puntera.
- En las zonas de trabajo estará prohibido comer, beber, fumar, aplicar cosméticos o manipular lentes de contacto.
- Estará prohibido almacenar alimentos o bebidas para consumo humano en las zonas de trabajo.
- La ropa protectora de trabajo no se guardará en los mismos armarios o taquillas que la ropa de calle.



**DOCUMENTO VII:**

**ESTUDIO**

**PREELIMINAR DEL**

**IMPACTO AMBIENTAL**

## **ÍNDICE – ESTUDIO PRELIMINAR DEL IMPACTO AMBIENTAL**

<b>1</b>	<b>INTRODUCCIÓN.....</b>	<b>3</b>
<b>2</b>	<b>OBJETIVOS .....</b>	<b>4</b>
<b>3</b>	<b>LEGISLACIÓN APLICABLE.....</b>	<b>5</b>
3.1	CONTAMINACIÓN ATMOSFÉRICA Y ACÚSTICA.....	5
3.2	AGUAS .....	5
3.3	ORDENACIÓN DEL TERRITORIO Y URBANISMO .....	6
3.4	RESIDUOS PELIGROSOS .....	6
3.5	CALIDAD AMBIENTAL .....	7
<b>4</b>	<b>RUIDOS, OLORES E IMPACTO VISUAL.....</b>	<b>7</b>
4.1	RUIDOS .....	7
4.2	IMPACTO VISUAL .....	7
4.3	OLORES .....	7
<b>5</b>	<b>REUTILIZACIÓN DEL AGUA .....</b>	<b>8</b>

# 1 INTRODUCCIÓN

Todas las personas y compañías tienen la obligación de ser respetuosos con sus vecinos, con su entorno y con el ambiente en general. Además del deber moral, la mayoría de los países han promulgado leyes estrictas para proteger el ambiente y preservar la calidad del aire, agua y la tierra.

Hay que tener especial cuidado tanto en el diseño como en las operaciones de los procesos de la planta, para garantizar que se cumplen los estándares legales y no se haga daño al ambiente.

Se deben tener en cuenta:

1. Todas las emisiones a la tierra, el aire y agua.
2. Gestión de residuos.
3. Olores.
4. Ruidos.
5. Impacto visual.
6. El respeto al ambiente de los productos.
7. Cualquier molestia del tipo que sea.

En España, conforme a la Ley 21/2013, de 9 de diciembre, de evaluación ambiental, la evaluación del impacto medioambiental se vuelve necesaria en los planes, programas y proyectos que puedan tener efectos significativos sobre el medio ambiente, garantizando en todo el territorio nacional un elevado nivel de protección ambiental, con el fin de promover un desarrollo sostenible.

Esta ley, además, establece los principios que informarán el procedimiento de evaluación ambiental de los planes, programas y proyectos que puedan tener efectos significativos sobre el medio ambiente, así como el régimen de cooperación entre la Administración General del Estado y las comunidades autónomas a través de la Conferencia Sectorial de Medio Ambiente.

Este proyecto se incluye dentro del grupo 8 del Anexo II de la ley comentada, por lo que se establece que proyectos como plantas de tratamientos de aguas residuales cuya capacidad esté comprendida entre 10000 y 150000 habitantes-equivalentes deben ser sometidos a una evaluación ambiental simplificada, regulada en el título II, capítulo II, sección 2ª de la Ley 21/2013.

La evaluación ambiental que requiere el proyecto debe centrarse sobre el impacto del uso de una extensión de terreno tan grande y las emisiones gaseosas de los cultivos de microalgas, que serán sobre todo el amoníaco que se desprenderá de las aguas por stripping, compuestos orgánicos volátiles (COV), el CO<sub>2</sub> que no se ha difuso en el medio, que, a pesar de no ser muy alto, habrá que llevar un registro de éste.

Esta planta no genera residuos sólidos de algún tipo, no se emplean fangos activos en la depuración del agua ni nada por el estilo, los sólidos formados en los medios de cultivo son el producto final del proceso.

El agua, como el objetivo es que pueda ser reutilizada, está regulada por el RD 1620/2007, de 7 de diciembre, y, al cumplir los requisitos de calidad no será considerada como un residuo acuoso sino un subproducto con valor intrínseco.

La implantación de este proyecto mejorará la calidad medioambiental del entorno, pues se hará uso de mucha menos agua previniendo sequías en la zona y se evitarán la eutrofización de las aguas en las que actualmente se vierten las aguas depuradas de la EDAR de Medina Sidonia.

Por otro lado, el producto que se pretende obtener en esta planta, de ser implantado en los campos de cultivo, mejorará la calidad del suelo y evitará la contaminación de aguas y suelo por exceso de nutrientes que normalmente generan los fertilizantes químicos.

Por todas estas razones, podemos decir que el proyecto presenta un aspecto ambientalmente positivo, sostenible y que hace un aprovechamiento eficaz y eficiente de los recursos disponibles.

## 2 OBJETIVOS

Una evaluación o auditoría ambiental es un examen sistemático de cómo una actuación económica afecta al medioambiente. Incluirá todas las emisiones al aire, campo y agua; y cubrirá las restricciones legales, el efecto sobre la comunidad, el paisaje y la ecología. Se considerarán tanto los productos como los procesos.

Como aplicamos la auditoría durante la etapa de diseño de una planta nueva es más correcto el término de evaluación ambiental.

Los objetivos se resumen en:

- Identificar los problemas ambientales asociados con los procesos de fabricación y el uso de los productos, antes de que se conviertan en pasivos.
- Desarrollar estándares de buenas prácticas de trabajo.
- Proporcionar una base para la política de la empresa con respecto al medio ambiente.
- Garantizar el cumplimiento de la legislación medioambiental.
- Satisfacer los requisitos de las aseguradoras.
- Mostrar la imagen de estar concienciados con las cuestiones ambientales.
- Minimizar la producción de residuos, también es un factor económico.

### 3 LEGISLACIÓN APLICABLE

A continuación, se recogen normas y leyes dentro del marco europeo, nacional y autonómico.

#### 3.1 CONTAMINACIÓN ATMOSFÉRICA Y ACÚSTICA

- Decreto 6/2012, de 17 de enero, por el que se aprueba el Reglamento de Protección contra la contaminación acústica en Andalucía, BOJA, nº24, de 6 de febrero de 2012.
- Directiva 2003/87/CE del parlamento europeo y del consejo de 13 de octubre de 2003 por la que se establece un régimen para el comercio de derechos de emisión de gases de efecto invernadero en la Comunidad y por la que se modifica la Directiva 96/61/CE del Consejo.
- Directiva 2003/87/CE del Parlamento Europeo y del Consejo, de 13 de octubre de 2003, por la que se establece un régimen para el comercio de derechos de emisión de gases de efecto invernadero en la Comunidad y por la que se modifica la Directiva 96/61/CE del Consejo.
- Directiva 2008/50/CE del parlamento europeo y del consejo, de 21 de mayo de 2008, relativa a la calidad del aire ambiente y a una atmósfera más limpia en Europa.
- Ley 1/2005, de 9 de marzo, por la que se regula el régimen del comercio de derechos de emisión de gases de efecto invernadero.
- Ley 34/2007, de 15 de noviembre, de calidad del aire y protección de la atmósfera.
- Real Decreto 102/2011, de 28 de enero, relativo a la mejora de la calidad del aire.
- Real Decreto 815/2013, de 18 de octubre, por el que se aprueba el Reglamento de emisiones industriales y de desarrollo de la Ley 16/2002, de 1 de julio, de prevención y control integrados de la contaminación.
- Resolución de 11 de septiembre de 2003, de la Secretaría General de Medio Ambiente por la que se dispone la publicación del Acuerdo de 25 de julio de 2003, del Consejo de Ministros, por el que se aprueba el Programa nacional de reducción progresiva de emisiones nacionales de dióxido de azufre (SO<sub>2</sub>), óxidos de nitrógeno (NO<sub>x</sub>), compuestos orgánicos volátiles (COV) y amoníaco (NH<sub>3</sub>).

#### 3.2 AGUAS

- Decisión 2010/778/UE de la comisión, de 15 de diciembre de 2010, que modifica la Decisión 2006/944/CE por la que se determinan los respectivos niveles de emisión asignados a la Comunidad y a cada uno de sus Estados miembros con arreglo al Protocolo de Kioto de conformidad con la Decisión 2002/358/CE del Consejo.
- Directiva 2000/60/CE del parlamento europeo y del consejo de 23 de octubre de 2000 por la que se establece un marco comunitario de actuación en el ámbito de la política de agua.

- Directiva 91/271/CEE del Consejo, de 21 de mayo de 1991, sobre el tratamiento de las aguas residuales urbanas.
- Directiva del consejo, de 21 de mayo de 1991, sobre el tratamiento de las aguas residuales urbanas (Directiva 91/271/CEE).
- Ley 10/2001, de 5 de julio, del Plan Hidrológico Nacional.
- Real Decreto 1620/2007, de 7 de diciembre, por el que se establece el régimen jurídico de la reutilización de las aguas depuradas.
- Real Decreto Legislativo 1/2001, de 20 de julio, por el que se aprueba el texto refundido de la Ley de Aguas.
- Real Decreto-ley 11/1995, de 28 de diciembre, por el que se establecen las normas aplicables al tratamiento de las aguas residuales urbanas.

### 3.3 ORDENACIÓN DEL TERRITORIO Y URBANISMO

- Decisión 94/904/CE del Consejo, de 22 de diciembre de 1994, por la que se establece una lista de residuos peligrosos en virtud del apartado 4 del artículo 1 de la Directiva 91/689/CEE del Consejo relativa a los residuos peligrosos.
- Real Decreto 2159/1978, de 23 de junio, por el que se aprueba el Reglamento de Planeamiento para el desarrollo y aplicación de la Ley sobre Régimen del Suelo y Ordenación Urbana.
- Real Decreto 2187/1978, de 23 de junio, por el que se aprueba el Reglamento de Disciplina Urbanística para el desarrollo y aplicación de la Ley sobre Régimen del Suelo y Ordenación Urbana.
- Real Decreto 3288/1978, de 25 de agosto, por el que se aprueba el Reglamento de Gestión Urbanística para el desarrollo y aplicación de la Ley sobre Régimen del Suelo y Ordenación Urbana.
- Real Decreto 9/2005, de 14 de enero, por el que se establece la relación de actividades potencialmente contaminantes del suelo y los criterios y estándares para la declaración de suelos contaminados.
- Real Decreto Legislativo 7/2015, de 30 de octubre, por el que se aprueba el texto refundido de la Ley de Suelo y Rehabilitación Urbana.

### 3.4 RESIDUOS PELIGROSOS

- Real Decreto 840/2015, de 21 de septiembre, por el que se aprueban medidas de control de los riesgos inherentes a los accidentes graves en los que intervengan sustancias peligrosas.
- Real Decreto Legislativo 1/2016, de 16 de diciembre, por el que se aprueba el texto refundido de la Ley de prevención y control integrados de la contaminación.

### **3.5 CALIDAD AMBIENTAL**

- Ley 21/2013, de 9 de diciembre, de evaluación ambiental.
- Ley 26/2007, de 23 de octubre, de Responsabilidad Medioambiental.
- Decreto 153/1.996, de 30 de abril, por el que se aprueba el Reglamento de Informe Ambiental (B.O.J.A. 69/1.996, de 18 de junio)
- Directiva 97/11/CE del Consejo, de 3 de marzo de 1997, por la que se modifica la Directiva 85/337/CEE relativa a la evaluación de las repercusiones de determinados proyectos públicos y privados sobre el medio ambiente
- Ley 7/07 de Gestión Integrada de la Calidad Ambiental de Andalucía (B.O.J.A. 143 del 20/07/07).

## **4 RUIDOS, OLORES E IMPACTO VISUAL**

### **4.1 RUIDOS**

Dada la localización de la planta, aislada de núcleos urbanos, no habrá problemas de ruido con los vecinos, sin embargo, habrá que controlar el ruido que producen los equipos y colocar, en la medida de lo posible, aquellos equipos más ruidosos lejos de los límites de la planta y preparar medidas para la protección de los empleados, tapones como equipo de protección individual y la instalación de silenciadores en aquellos equipos que sean más ruidosos.

### **4.2 IMPACTO VISUAL**

Para disminuir el impacto visual a la hora del diseño se preverá, en la medida de lo posible, ocultar las tuberías exteriores y dar un aspecto moderno a la planta. En algunas plantas se ha propuesto la decoración de los tanques de almacenamiento para dar a la planta un aspecto más simpático o acorde con el entorno.

### **4.3 OLORES**

La presencia de olores es inevitable, ya que la mayor parte del sistema consiste en balsas abiertas. A la hora de diseñar una planta de tratamiento de aguas residuales, siempre se tiene en cuenta la dirección del viento para que los olores no se vean desplazados hacia zona urbana. Cuando se decidió el emplazamiento de la EDAR de Medina Sidonia se tuvo en cuenta la dirección del viento y se colocó en una zona en la que los olores no se vieran desplazados hacia la población más cercana.

## 5 REUTILIZACIÓN DEL AGUA

La actual política del agua tiene como objetivo superar definitivamente las carencias existentes en España en el control público del agua, en la garantía de los usos para cada territorio y en la eficiencia de esos usos. Además, también pretende adecuar la política del agua a la legislación y a los criterios de la Unión Europea, introduciendo mayores exigencias de racionalidad, sostenibilidad ambiental y participación pública.

Normalmente, cuando el agua es considerada residuo se controlan parámetros tales como el pH, la concentración de sólidos en suspensión, la presencia de tóxicos y la DBO. Se previó que el pH del efluente acuoso después de ser separado de la biomasa no superaría la restricción, por ello se diseñó la unidad del reactor de neutralización, para, de esta forma, regular el pH hasta valores aceptables para ser vertidas, entre 6 y 9.

La ley que establece los estándares para poder reutilizar el agua residual es el Real Decreto 1620/2007, de 7 de diciembre, por el que se establece el régimen jurídico de la reutilización de las aguas depuradas.

De acuerdo al Anexo I del RD 1620/2007 los criterios de calidad que pasará el agua reutilizada serán, al menos, los de una calidad 2.2, para usos agrícolas de riego de productos para consumo humano con sistema de aplicación de agua que no evita el contacto directo de agua regenerada con las partes comestibles, pero cuyo consumo no es en fresco sino con un tratamiento industrial posterior.

No se obtiene el máximo grado de calidad por la presencia de sólidos en suspensión, el resto de parámetros, como la presencia de *Eschericia coli* o nematodos intestinales, pasan los criterios más estrictos del anexo del RD.